

54
H-22

ДЖОН Г. ПЕРРИ


СПРАВОЧНИК ИНЖЕНЕРА-ХИМИКА

ТОМ ПЕРВЫЙ

ПЕРЕВОД С АНГЛИЙСКОГО
ПОД ОБЩЕЙ РЕДАКЦИЕЙ
ИНЖ. С. Л. ЛИБИНСОНА
И ИНЖ. С. И. ЩЕПКИНА

Ц. 17 р. 50 к., перепл. 2 р.

ОНТИ • ГЛАВНАЯ РЕДАКЦИЯ ХИМИЧЕСКОЙ ЛИТЕРАТУРЫ
МОСКВА • 1937 -



Вышедший в США в 1934 г. "Справочник инженера-химика", составленный виднейшими специалистами под редакцией Дж. Г. Перри, представляет собой справочное руководство по процессам и аппаратам химической технологии.

При переводе справочника внесен ряд дополнений, составленных советскими специалистами как в части расчетных данных по отдельным процессам, так и в части характеристики различных аппаратов, выпускаемых советскими заводами.

Справочник содержит теоретические основы процессов, расчетный материал, конкретные методические указания, многочисленные чертежи и схемы и рассчитан на использование его в практической работе самыми широкими кругами инженерно-технических работников химической промышленности как на заводах, так и в проектирующих организациях.

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.
Из предисловия к американскому изданию	6
Предисловие к русскому изданию	7
Сокращенные названия иностранных технических журналов	11
Отдел первый Физико-химические основы	13
Отдел второй Теплопередача	153
Отдел третий Выпаривание	281
Отдел четвертый Кристаллизация	364
Отдел пятый Увлажнение и сушка воздуха, градирни и охлаждающие бассейны	399
Отдел шестой Сушка	441
Отдел седьмой Абсорбция	541
Отдел восьмой Дистилляция	617
Отдел девятый Адсорбция	733
Отдел десятый Гидравлика	833
Приложение. Математические таблицы	853
Предметный указатель	873

ИЗ ПРЕДИСЛОВИЯ К АМЕРИКАНСКОМУ ИЗДАНИЮ

Предлагаемый „Справочник“ имеет своим назначением снабдить инженеров-производственников и студентов авторитетным справочным материалом, широко охватывающим основные процессы химической промышленности и смежных с ней отраслей. Справочник возник в результате совместной работы 60 специалистов. Кроме того здесь использован опыт более 150 химиков и инженеров, помогавших своими указаниями и советами. Каждый сотрудник ответственен за изложенное в его отделе. Хотя эта книга подготовлена как справочник, мы надеемся, что многие главы смогут быть использованы и как учебное пособие в технических учебных заведениях.

Имеющаяся в большей части отделов библиография преследует цель ознакомить читателя с рядом оригинальных работ и текущими периодическими изданиями. Недостаток места заставил опустить многие работы и технические статьи. В ссылках приведены лишь те работы, ознакомление с которыми автор соответствующего отдела нашел наиболее полезным; поэтому ссылки ни в коей мере нельзя считать исчерпывающими; они лишь смогут помочь в поисках дополнительного материала.

В различных отделах встречаются повторения, однако после рассмотрения всего материала в этом именно отношении мы все же сочли возможным их оставить, чтобы облегчить таким образом пользование данным отделом и избежать необходимости постоянного обращения к другим отделам справочника.

Дж. Г. Перри.

Кливленд, Огайо.
Декабрь 1933 года.

ПРЕДИСЛОВИЕ

Справочная литература в области химической технологии до сих пор ограничивалась справочниками по отдельным производствам или отраслям химической промышленности. Такого рода справочники не могут удовлетворить инженера-производственника, призванного разрешать вопросы организации новых технологических процессов и рационализации существующих.

В СССР, где химическая промышленность развивается чрезвычайно быстрыми темпами, давно уже назрела потребность в справочнике, охватывающем все многообразие процессов химической техники, пригодном для ориентировки технического работника химической промышленности в любом вопросе, возникающем перед ним в его практической деятельности.

Справочник Дж. Перри, написанный коллективом крупных специалистов, охватывает круг технологических процессов, из которых складывается производственный цикл любого химического производства, причем для каждого процесса указывается область его применения в конкретных химических производствах. Богатство и ценность содержащегося в справочнике теоретического и в особенности практического материала дали основания выбрать эту книгу для перевода, как в значительной степени заполняющую существующий пробел в справочной химико-технологической литературе.

Целевой установкой справочника является помощь инженеру-проектировщику в составлении проектного задания и в изготовлении технологического эскиза, сообщая ему необходимые сведения о методах выбора типа аппарата, о важнейших расчетных величинах, эксплуатационных данных и габаритах аппаратов и установок. Далее справочник предназначен для расширения кругозора инженера-эксплуатационника, помогая ему разобраться в многообразии методов и аппаратов химической техники. Справочник является также весьма полезным пособием для студентов вузов при прохождении курсов процессов и аппаратов и при работе над дипломным проектированием.

Приступая к ответственной и весьма сложной работе — переводу справочника Перри на русский язык, — редакция отчетливо представляла себе все трудности, сопряженные с его изданием. Отдельные главы разделов, написанные разными авторами, далеко не равноценны. В оригинале справочника использован исключительно американский материал, что привело к игнорированию в нем значительного количества отдельных типов аппаратов, широко распространенных в Западной Европе и в СССР. Это снижало ценность справочника для советского читателя и требовало соответствующей доработки текста.

Редакция сочла необходимым, помимо тщательного исправления материала, дать к большей части отделов дополнения, характеризующие аппараты, распространенные в советской практике.

Три отдела „Трубопроводы“, „Глубокий холод“ и „Техника безопасности, промсанитария и противопожарные мероприятия“ написаны для русского издания заново.

В оригинале глава о трубопроводах представляет часть раздела „Гидравлика“ и содержит специфический американский материал по трубопроводам. В связи с этим редакция заменила ее специально написанной инж. Н. А. Баклановым статьей, составившей самостоятельный отдел книги.

Огромное значение техники получения низких температур и процессов, основанных на глубоком охлаждении, не нашло отражения в оригинале справочника. Редакция сочла необходимым осветить в русском издании справочника вопросы глубокого холода возможно полное, что и было сделано проф. К. Ф. Павловым, написавшим для справочника специальную статью на эту тему.

Редакция исключила из русского издания справочника главы, включающие в себя сведения, встречающиеся в любых технических справочниках общего характера, и наконец главы, содержащие специфический американский материал, не представляющий ценности для советского читателя. Так были исключены:

Большая часть отд. I — „Математические таблицы“, а именно, часть, содержащая обычные математические таблицы, встречающиеся в любых справочниках общего типа. Из этого отдела сохранены только те таблицы, которых нет в обычных справочниках для инженеров и одновременно весьма необходимые для технологических расчетов, например „Таблицы дробных степеней“ и др. Эти таблицы даны в приложении к тому I. По тем же соображениям исключен и отд. II — „Математика“.

Отделы XXI — „Топливо“, XXII — „Силовое хозяйство и передача энергии“, XXIV — „Электротехника“, XXVI — „Экономический фактор производства“, XXVII — „Учет производства“ исключены из русского издания как построенные на специфическом американском материале и не могущие быть использованными в наших условиях. Эти отделы будут написаны заново и составят содержание дополнительного тома справочника.

По техническим условиям русское издание справочника выпускается в четырех томах (включая дополнительный), причем расположение материала несколько изменено по сравнению с оригиналом, а именно:

том I „Справочника“ содержит отделы:

- I. Физико-химические основы
- II. Теплопередача
- III. Выпаривание
- IV. Кристаллизация
- V. Сушка
- VI. Увлажнение
- VII. Абсорбция
- VIII. Дистилляция
- IX. Адсорбция
- X. Гидравлика

Приложение. Математические таблицы

том II содержит отделы:

- I. Дробление
- II. Классификация
- III. Отстаивание
- IV. Фильтрация
- V. Просеивание
- VI. Опробовачие
- VII. Центрофугирование
- VIII. Пылеочистка
- IX. Перемешивание
- X. Транспорт и хранение материалов
- XI. Трубопроводы

том III содержит:

- I. Измерительные и контрольные приборы
 - II. Материалы для химической аппаратуры
 - III. Техника высоких давлений
 - IV. Охлаждение
 - V. Глубокий холод
 - VI. Электрохимия
 - VII. Техника безопасности, промсанитария и противопожарные мероприятия
 - VIII. Климатологические таблицы
- Приложение. Справочные материалы.

В IV томе будут помещены дополнительные разделы, о которых было указано выше.

При переводе справочника английская система мер и весов пересчитана на метрическую. В отношении системы основных единиц измерения оставлена принятая в оригинале весьма удобная для практических расчетов смешанная система единиц: (кг-вес, кг-масса). Наряду с ней в разделах физико-химического характера применяется система CGS. В эмпирических формулах допущены иные производные для основной единицы измерения (сантиметра).

В тексте справочника после каждой формулы дано перечисление входящих в нее величин с указанием единиц измерения.

Приведенный в справочнике цифровой нормативный материал взят преимущественно из американской практики. Поэтому редакция с особой настойчивостью обращает внимание читателей на необходимость строго критического подхода к пользованию этим материалом. Нормативный материал справочника следует рассматривать как указания, характеризующие современное состояние американской промышленной практики, отнюдь не обязательные для применения ими в наших условиях, где, как показала статистическое движение, перекрываются нормы, считавшиеся предельными.

Выпуск справочника Дж. Перри конечно ни в какой мере не снимает с очереди вопроса о создании советского справочника, который подытожил бы современное состояние в СССР теории и практики процессов химической технологии, дал бы полную картину состояния советского химического машино- и аппаратостроения, а в области химических нормативов осветил достижения ставившейся химической промышленности.

Главная редакция химической литературы

СОКРАЩЕННЫЕ НАЗВАНИЯ ИНОСТРАННЫХ ТЕХНИЧЕСКИХ
ЖУРНАЛОВ, ПРИВОДИМЫЕ В ТЕКСТЕ КНИГИ

Am. J. Sci.	American Journal of Science (Silliman)
Anales soc. espan. fis. quim.	Anales de la sociedad española de física y química.
Ann. chim.	Annales de chimie
Ann. phys.	Annales de physique
Ann. Physik	Annalen der Physik
Ber.	Berichte der deutschen chemischen Gesellschaft
Bull. soc. chim. Belg.	Bulletin de la Société chimique de Belgique et Recueil des travaux chimiques belges.
Bur. Standards, Bull. Chem. Absts.	Bulletin of the Bureau of Standards. Chemical Abstracts, Journal of the American Chemical Society
Chem. Ind.	Chemistry and Industry
Chem. Met. Eng.	Chemical and Metallurgical Engineering
Chem. News	The Chemical News
Chem. Z.	Chemische Zeitschrift
Chem. Zentr.	Chemisches Zentralblatt
Chem.-Ztg.	Chemiker-Zeitung
Chimie et Ind.	Chimie et Industrie
Comm. Leyden	Communications of the University of Leyden
Compt. rend.	Comptes rendus de l'Académie des Sciences.
Elektrochem. Z.	Elektrochemische Zeitschrift
Elektrotechn. Z.	Elektrotechnische Zeitschrift
Engineering	Engineering, London
Eng. Mining J.	Engineering and Mining Journal
Gazz. chim. ital.	Gazzetta chimica italiana
Helv. chim. Acta	Helvetica chimica acta
Industrie chimique	L'Industrie chimique
Ind. Eng. Chem.	Industrial and Engineering Chemistry
J. Am. Chem. Soc.	Journal of the American Chemical Society
Jahresber.	Jahresberichte über die Fortschritte der Chemie u. verwandter Teile anderer Wissenschaften von Liebig.
J. Chem. Soc.	Journal of the Chemical Society, London
J. chim. phys.	Journal de chimie physique et Revue générale des colloïdes.
J. Phys. Chem.	The Journal of Physical Chemistry
J. prakt. Chem.	Journal für praktische Chemie

J. Russ. phys.-chem. Ges.	Журнал русского физико-химического общества, Ленинград
Kolloid-Z.	Kolloid-Zeitschrift
Liebig's Ann. Chem.	Liebig's Annalen der Chemie und Pharmacie
Mining and Met. Monatsh.	Mining and Metallurgy Monatshefte für Chemie und verwandte Teile anderer Wissenschaften.
Phil. Mag.	The Philosophical Magazine and Journal of Science
Phil. Trans. Roy. Soc. London	Philosophical Transactions of the Royal Society, London
Physik. Ber.	Physikalische Berichte
Phys. Rev.	Physical Review
Physik. Z.	Physikalische Zeitschrift
Pogg. Ann.	Poggendorff's Annalen
Proc. Chem. Soc. London	Proceedings of the Chemical Society, London
Science Repts. Tôhoku Imp. U.	The Science Reports of the Tôhoku Imperial University
Trans. Am. Electrochem. Soc.	Transactions of the American Electrochemical Society
Trans. Am. Inst. Mining Eng.	Transactions of the American Institute of Mining Engineers
Trans. Faraday Soc.	Transactions of the Faraday Society
U. S. Bur. Standards, Bull.	U. S. Bureau Standards, Bulletin
U. S. Geol. Survey, Bull.	Bulletin of the U. S. Geological Survey
Verhandl. deut. phys. Ges.	Verhandlungen der deutschen physikalischen Gesellschaft
Z. anal. Chem.	Zeitschrift für analytische Chemie
Z. angew. Chem.	Zeitschrift für angewandte Chemie
Z. anorg. allgem. Chem.	Zeitschrift für anorganische und allgemeine Chemie
Z. Elektrochem.	Zeitschrift für Elektrochemie
Z. Physik	Zeitschrift für Physik
Z. physik. Chem.	Zeitschrift für physikalische Chemie

ОТДЕЛ ПЕРВЫЙ

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ

СОСТАВЛЕН Дж. Г. ПЕРРИ (J. H. PERRY),
Дж. К. ЭЛЬГИН (J. C. ELGIN) и В. П. РИАН (W. P. RYAN)

ПЕРЕВОД ПОД РЕДАКЦИЕЙ
В. А. КИРЕЕВА и П. И. СОКОЛОВА

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.		Стр.
Введение	17	Зависимость теплоты реакции от температуры	47
I. Общие принципы основных законов		Теплота растворения	48
Закон сохранения материи	19	Общая (интегральная) и парциальная (дифференциальная) теплоты растворения	—
Закон постоянных и кратных отношений	—	Дифференциальная и интегральная теплоты разбавления	—
Молекулярные количества	—	Теплоты адсорбции и смачивания	49
Правило смешения	21	Общая (интегральная) и дифференциальные теплоты адсорбции	—
Удельный объем и плотность смесей	—	Теплота смачивания	50
Газы	—	III. Растворы.	
Законы идеальных газов	—	Растворимость газов в жидкостях	51
Реальные газы	23	Закон Генри	—
Закон Дальтона — аддитивность давлений	24	Закон Рауля	52
Правило Ледюка — аддитивность объемов	25	Повышение температуры кипения при растворении нелетучего вещества	53
Сжижение — критические постоянные	—	Понижение температуры замерзания	54
Правило Кальете и Матиаса. Прямой диаметр	27	Растворимость твердых веществ в жидкостях	55
Теория соответственных состояний	28	Эффект высаливания	56
Диффузия газов	29	Распределение растворенного вещества между двумя жидкими фазами	—
Подъемная сила газа	—	Экстракция	57
Жидкости	—	Бинарные жидкие смеси	58
Упругость насыщенного пара	—	Упругость пара и температура кипения	—
Влияние температуры на упругость пара	—	Диаграмма зависимости упругости пара и температуры кипения от состава по закону Рауля	—
Влияние индифферентного газа на упругость пара	31	Летучесть	61
Упругость пара малых капель (тумана)	—	Частично смешивающиеся жидкости	62
Расчеты упругости насыщенного пара — правило Дюринга	32	Несмешивающиеся жидкости	—
II. Термохимия		IV. Химическое равновесие	
Теплоемкость	36	1. Гомогенные системы.	63
Общие замечания	—	Закон действующих масс	—
Газы	—	Соотношения между константами равновесия	65
Насыщенные пары	38	Наложение нескольких равновесий	66
Жидкости	39	Влияние температуры на равновесие	67
Твердые тела	—	Влияние давления на равновесие	68
Скрытая теплота	40	Влияние индифферентных газов и соотношения реагирующих веществ	—
Скрытая теплота испарения	—	Вычисление равновесия	70
Определение скрытой теплоты испарения	41	2. Гетерогенные системы	72
Скрытая теплота испарения растворителя из раствора	43	Приложение закона действующих масс	—
Скрытая теплота плавления	44	Правило фаз	73
Скрытая теплота сублимации	—	Однокомпонентные системы	75
Скрытая теплота перехода	—	Двухкомпонентные системы	—
Теплота реакции	45		
Общие замечания	—		
Постоянство суммы теплот — закон Гесса	46		
Теплота образования	—		
Теплота сгорания	—		

Стр.	Стр.
3. Приближенный закон Нерста	76
V. Скорость реакции	
1. Гомогенные системы	79
Реакции при постоянном объеме	80
Мономолекулярные реакции	—
Бимолекулярные реакции	81
Тримолекулярные реакции	82
Реакции высшего порядка	—
Псевдомономолекулярные реакции	—
Реакции при постоянном давлении — реакции в токе газа	—
Мономолекулярные реакции	83
Бимолекулярные реакции	84
Однородные реакции	85
Определение порядка реакции	86
Влияние температуры на скорости реакции	87
2. Гетерогенные системы	88
Общие сведения	—
Скорость растворения твердых веществ в жидкостях	—
Реакции между твердыми и растворенными веществами	89
Контактные каталитические газовые реакции	—
Реакции в проходящем токе газа или жидкости	—
VI. Термодинамика	
Терминология	91
Первый закон термодинамики	—
Теплосодержание (энтальпия)	92
Теплоемкость	93
Внутренняя энергия газа	—
Реальные газы — эффект Джоуля Томсона	—
Обратимые и необратимые процессы	94
Максимальная работа	—
Изотермическое расширение и сжатие	96
Адиабатическое расширение и сжатие	96
Второй закон термодинамики	97
Энтропия	98
Изменение энтропии с температурой	99
Изменение энтропии идеального газа	100
Свободная энергия	100
Третий закон термодинамики	101
Изменение свободной энергии при изменении физического состояния	—
Изменение свободной энергии и равновесие	102
Изменение свободной энергии при химических реакциях. Стандартная свободная энергия	—
Стандартные изменения свободной энергии и константа равновесия	103
Свободная энергия и электродвижущая сила	104
Зависимость изменения свободной энергии от температуры	105
Свободная энергия образования веществ из элементов. Комбинирование уравнений для свободной энергии	—
Вычисление свободной энергии	106
Сводка наиболее важных термодинамических уравнений	108
VII. Графическое изображение термодинамических функций	
Диаграмма давление — объем	109
Диаграмма давление — объем — температура	—
Диаграмма $PV = f(P)$	110
Диаграмма давление — температура	111
Диаграмма температура — энергия	112
Диаграмма температура — энтропия	113
Диаграмма Моля (теплосодержание — энтропия)	114
Эффект Джоуля-Томсона или дросселирование	115
VIII. Промышленная стехиометрия	
Общие замечания	121
Технологические схемы	124
Диаграммы материального и энергетического балансов	—
Химические реакции	—
Анализ проблемы	—
Основная единица расчета	—
Выбор и замена единиц измерения	—
Предварительные расчеты	125
Основные расчеты	126
Примеры	128

ВВЕДЕНИЕ

Основные принципы и обобщения физической химии не могут быть количественно применены при всех без исключения случаях физических или химических превращений, и большей частью должны рассматриваться как предельные законы для них. В особенности это относится к их применению в области химической промышленности. Тем не менее эти законы являются мощным теоретическим и практическим орудием при работе с такими процессами, которые встречаются в практике химической промышленности.

В этом разделе справочника рассматриваются только такие методы и принципы физической химии, которые имеют наибольшее техническое значение. При этом, где возможно, указываются также области и границы их применения.

Так как точные законы часто бывают недоступны, то во многих случаях параллельно описываются вкратце и эмпирические методы, в особенности полезные при отсутствии необходимых данных и редко рассматриваемые при более теоретическом изложении соответствующих вопросов. Объем этой книги делает необходимым отказ от рассмотрения деталей многих теоретических выводов и построений и даже исключение многих вопросов целиком. Для применения и использования излагаемого материала необходимо знание элементарных физико-химических законов. Там, где желательна теоретическая обработка и необходимы более подробные сведения, даются ссылки на соответствующую литературу.

ЛИТЕРАТУРА

- Noyes и Sherrill, Chemical Principles, Macmillan, New York 1923.
 Getman и Daniels, Outlines of Theoretical Chemistry, 5 ed., Wiley, New York 1931.
 Тейлор (H. Taylor), Физическая химия (перев. с англ.), Ленинград 1935—36.
 Lewis, A System of Physical Chemistry, 3 ed., t. 1 и 2, Longmans, Green, New York 1920.
 Young, Stoichiometry, 2 ed., Longmans, Green, London 1918.
 MacDougall, Thermodynamics and Chemistry, 2 ed., Wiley, New York 1926.
 Lewis и Randall, Thermodynamics and The Free Energy of Chemical Substances, McGraw-Hill, New York 1923.
 Из соответствующей литературы на русском языке здесь следует указать прежде всего приведенного выше курса Тейлора также:
 А. Эйкен (A. Eucken), Курс химической физики — три выпуска (перев. с нем.), М. — Л. 1933—35.
 Джон Эггерт (J. Eggert), Учебник физической химии, 2 изд. (перев. с нем.), М. — Л. 1933.
 Т. М. Лаурин и С. Серден (T. M. Lowry and S. Sugden), Курс физической химии, М. — Л. 1934.
 И. А. Каблуков, Термохимия, 2 изд., М. — Л. 1934 г.; Его же, "Практика физ. Л. 1933 г. и "Электрохимия", М. 1928.
 А. И. Бродский, Физическая химия, ч. I и II, 2 изд., М. — Л. 1935.
 Г. Жермен Крейтон (H. Jermain Creighton), Основы электрохимии (перев. с англ.), Л. 1934.
 С. Глассстон (S. Glasstone), Успехи физической химии, 2 изд. (перев. с англ.), М. — Л. 1935.
 Г. Грубе (G. Grube), Электрохимия (перев. с нем.), Л. 1932.
 Г. Улих (H. Ulich), Химическая термодинамика (перев. с нем.), Л. 1933.

- Дж. Паррингтон (J. R. Partington) и А. В. Раковский, Курс химической термодинамики (перев. с англ.), М. — Л. 1932.
- Ч. Н. Гинзельвуд (C. N. Hinshelwood), Термодинамика (перев. с англ.), М. — Л. 1933.
- Н. А. Колосовский, Химическая термодинамика, Л. 1932.
- А. Финдлей (A. Findlay), Правило фаз и его применение (перев. с англ.), М. — Л. 1932.
- А. Ф. Карустинский, Термодинамика химических реакций и ее применение в металлургии и неорганической технологии, 1933.
- Кл. Шефер (Clemens Schaefer), Теория теплоты, ч. I. — Теория теплопроводности. Термодинамика (перев. с нем.), М. — Л. 1933.
- Полную обработку многих специальных вопросов можно найти также в литературных источниках, указанных в тексте. Весьма ценную информацию по вопросу о механизме и скорости каталитических реакций, который имеет большое техническое значение, но не поддается краткому и простому изложению и вследствие этого не рассматривается в этой книге, можно найти например в следующих книгах: Райд и Тейлор (E. K. Rideal и H. S. Taylor), Катализ в теории и практике (перев. с англ.), Л. 1933.
- Ч. Н. Гинзельвуд (C. N. Hinshelwood), Кинетика газовых реакций (перев. с англ.), М. — Л. 1933.
- Schwab, Katalyse vom Standpunkt der chemischen Kinetik, Berlin 1931 (готовится русский перевод).
- На русском языке см. также:
- Х. Брюкнер (H. Brückner), Каталитические реакции в химико-органической промышленности, ч. I (перев. с нем.), Л. 1932.
- Э. Заутер, Гетерогенный катализ. Результаты новейших химико-физических исследований (перев. с нем.), Харьков 1932.
- „Труды третьей конференции по физико-химическим вопросам, посвященной катализу“ (сообщения о научно-технических работах в республике, вып. XXVI, Катализ), Л. 1930.
- „Новые идеи в области катализа“, Сборник переводных статей под ред. С. В. Рогицкого и А. В. Фроста, Л. 1932.
- Более полные данные см. в Справочнике физических, химических и технологических величин Технической энциклопедии (в десяти томах), Москва 1927—1933.
- Landolt—Börnstein—Roth—Scheel, Physikalisch-Chemische Tabellen, 1 и II Hauptbände, Berlin 1923, i. Ergänzungsband, Berlin 1927, 2. Ergänzungsband 1 и 2 Teil, Berlin 1931.

1. ОБЩИЕ ПРИНЦИПЫ — ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ

Закон сохранения материи. При химических реакциях сумма масс продуктов, вступающих в реакцию, точно равна сумме масс продуктов, получающихся при реакции.

Закон постоянных и кратных отношений. Чистое химическое соединение содержит входящие в него элементы всегда¹ в одних и тех же соотношениях по весу, и если два элемента могут соединяться, образуя более, чем одно соединение, то весовые количества второго элемента, соединяющиеся с определенным весовым количеством первого, находятся между собой в простом соотношении.

Молекулярные количества. Молекул данного вещества называется количество его, которое, будучи выражено в данных весовых единицах, численно равно его молекулярному весу. Обычно эту величину выражают в таких случаях в граммах (моль) или килограммах (Моль). Однако могут быть и другие способы выражения. В американской технической литературе нередко приняты выражения этой величины в фунтомолях. Аналогично с граммом применяются также и величины грамматома.

Вещество	Молекулярный вес	Число граммов в 1 моле
NH ₃	17	17
C ₂ H ₆	78	78
CaCO ₃	100	100

Молекулярный объем. В соответствии с гипотезой Авогадро равные объемы идеальных газов при одинаковых температуре и давлении содержат равные количества молекул. Молекулярный объем всякого газа в нормальных условиях температуры и давления (S. T. P), т. е. при 0° C² и 760 мм рт. ст. равняется 22,412 л на моль, а объем 1 Моля в этих условиях равняется следовательно 22,412 м³.

Пример. Рассчитайте объем, занимаемый при 0° и 760 мм рт. ст. (а) 10 кг газообразного аммиака и (б) 10 кг этилена.

¹ Наряду с веществами, состав которых подчиняется закону постоянных и кратных отношений (далтонидам), в природе распространены вещества и переменного состава (бертоллиды), как например слюды, цеолиты, белки и пр. (см. Н. С. Курдюмов. Растворы и сплавы. Дополнения к „Основам химии“ Д. И. Менделеева, изд. 2-е, т. 2, стр. 504—556). *Прим. ред.*

² В последующем изложении при отсутствии указаний температура приводится по столбцовой шкале Цельсия.

(а) Взятое количество аммиака при выражении его в Молях составляет $10 : 17 = 0,588$.

Объем его $= 22,412 \cdot 0,588 = 13,19 \text{ м}^3$.

(б) Взятое количество этилена при выражении его в Молях составляет $10 : 28 = 0,357$.

Объем его $= 22,412 \cdot 0,357 = 8,00 \text{ м}^3$.

В то время как молекулярный объем всякого газа в нормальных условиях температуры и давления бывает один и тот же, молекулярные объемы жидкостей, а также твердых тел бывают различны. Они зависят от их химической природы и от их плотности. Кажущаяся плотность (bulk density) твердых тел зависит также от их формы и степени дробления.

Молекулярные доли. Молекулярной долей (молярной долей или дробью) называется величина, выражающая содержание данного компонента в гомогенной смеси или растворе, выраженная отношением числа молей данного компонента к сумме числа молей всех компонентов этой смеси. Если N_1, N_2, \dots — число молей, W_1, W_2, \dots — весовые количества и M_1, M_2, \dots — молекулярные веса компонентов смеси, то молекулярная доля 1-го компонента равна:

$$\frac{N_1}{N_1 + N_2 + \dots} = \frac{\frac{W_1}{M_1}}{\frac{W_1}{M_1} + \frac{W_2}{M_2} + \dots} \quad (1)$$

Сумма молекулярных долей всех компонентов данной смеси всегда равна таким образом единице. Молекулярный процент равен молекулярной доле, умноженной на 100. Состав растворов и смесей часто бывает более удобно выражать в величинах молекулярных процентов, чем в весовых или объемных процентах. В случае газовых смесей молекулярный процент равен объемному проценту.

Средний молекулярный вес смеси газов или жидкой смеси, в которой не имеет места диссоциация или ассоциация компонентов, равен сумме весовых количеств всех присутствующих веществ, деленной на сумму числа молей их.

Пример 1. В смеси имеется 24 кг кислорода и 14 кг азота. Молекулярная доля O_2 :

$$\frac{24 : 32}{24 : 32 + 14 : 28} = \frac{0,75}{0,75 + 0,5} = 0,6.$$

Молекулярный процент O_2 :

$$0,6 \cdot 100 = 60\%.$$

Объемный процент O_2 :

$$\frac{0,75 \cdot 22,4}{0,75 \cdot 22,4 + 0,5 \cdot 22,4} \cdot 100 = 60\%.$$

Средний молекулярный вес:

$$\frac{24 + 14}{24 : 32 + 14 : 28} = 30,4.$$

Граммоль смеси равен 30,4 г.

Пример 2. В смеси, содержащей 36 кг пентана C_5H_{12} , 43 кг гексана C_6H_{14} и 25 кг гептана C_7H_{16} , молекулярная доля пентана:

$$\frac{36 : 72}{36 : 72 + 43 : 86 + 25 : 100} = \frac{0,5}{0,5 + 0,5 + 0,25} = 0,4.$$

Молекулярная доля гексана:

$$\frac{43 : 86}{36 : 72 + 43 : 86 + 25 : 100} = \frac{0,5}{0,5 + 0,5 + 0,25} = 0,4.$$

Молекулярная доля гептана:

$$\frac{25 : 100}{36 : 72 + 43 : 86 + 25 : 100} = \frac{0,25}{0,5 + 0,5 + 0,25} = 0,2.$$

Средний молекулярный вес:

$$\frac{36 + 43 + 25}{0,5 + 0,5 + 0,25} = 83,2.$$

Граммоль смеси равен 83,2 г.

Пример 3. В 10%-ном водном растворе едкого натра молекулярная доля $NaOH$:

$$\frac{10 : 40}{10 : 40 + 90 : 18} = \frac{0,25}{0,25 + 5,0} = 0,0476.$$

Молекулярная доля H_2O :

$$1 - 0,0476 = 0,9524.$$

Правило смешения. Многие физические свойства как жидких, так и твердых растворов часто могут быть рассчитаны с достаточной точностью из соответствующих свойств компонентов с помощью правила смешения. Это правило предполагает, что данное свойство смеси является аддитивной функцией соответствующих свойств компонентов. Это допущение во многих случаях является весьма неточным. Если A_1, A_2, \dots будут величины соответствующего физического свойства компонентов, отнесенные к единице их веса, и W_1, W_2, \dots — соответственно их весовые количества в смеси, то для количества W смеси

$$WA = W_1A_1 + W_2A_2 + \dots \quad (2)$$

где A — величина соответствующего свойства смеси, отнесенная к единице веса ее.

Удельный объем и плотность смесей. Для технических целей плотность и удельный объем смесей (свойства, относимые к единице веса, обычно называются удельными) могут быть рассчитаны по общему правилу смешения. Если V, V_a и V_b будут объемы смеси и соответственно компонентов a и b ; v, v_a и v_b — соответствующие удельные объемы и W, W_a и W_b — соответствующие весовые количества их, то

$$V_a = v_a W_a, V_b = v_b W_b, V = v(W_a + W_b) = vW$$

и

$$v = \frac{v_a W_a + v_b W_b}{W_a + W_b}.$$

В общем случае в смесях жидкостей ошибка, вводимая применением этого правила, бывает тем меньше, чем ближе между собой компоненты по их химическому составу и строению. Правило смешения не соблюдается для концентрированных растворов электролитов.

Газы

Законы идеальных газов. Для идеального газа при любой постоянной температуре

$$\frac{m}{V} = kP,$$

где m — масса газа, V — объем, P — давление и k — постоянный коэффициент пропорциональности. Или, другими словами, для данного количества идеального газа при постоянной температуре произведение PV является постоянным. Это — закон Бойля-Марриотта.

Согласно закону Шарля-Гей-Люссака объем данного количества идеального газа при постоянном давлении с повышением температуры на каждый градус увеличивается на $\frac{1}{273}$ своего объема при 0°.

Абсолютная температура по определению прямо пропорциональна произведению объема идеального газа на давление. В шкале Цельсия абсолютная температура, обозначаемая в дальнейшем через T , равняется $273,1 + t^{\circ}\text{C}$. Так, температура в 25°C равняется $273,1 + 25 = 298,1$ градуса Цельсия абсолютной температуры ($^{\circ}\text{C}$ абс.) или $^{\circ}\text{K}$ (Kelvin). В шкале Фаренгейта $T = 460^{\circ} + t^{\circ}\text{F}$ и называется градусами Ранкина. Итак при постоянном давлении

$$V = k_1 T.$$

Законы Бойля-Мариотта и Гей-Люссака могут быть комбинированы и дают при этом общее уравнение

$$PV = nRT,$$

в котором P — давление, V — объем, n — число молей, T — абсолютная температура и R — универсальная постоянная, называемая газовой константой. Это соотношение известно под названием закона идеальных газов.¹

Идеальным газом называется такой гипотетический газ, который точно подчиняется этим законам.

Законы идеальных газов неприменимы вполне строго ни для какого реального газа, но при невысоких давлениях и обычных температурах они достаточно точны для большинства технических случаев. Реальные газы подчиняются этому закону тем точнее, чем ниже давление и чем выше температура.

В табл. 1 приводится значение газовой константы R для различных единиц давления P и объема V .

Таблица 1

Значения постоянной R в различных единицах измерения

Масса	Давление	Объем	R
мол	Атмосферы	Литры	0,08206 л-атм° К/моль
мол	Дины на кв. сантиметры	Куб. сантиметры	8,315 джоули/° К/моль
мол	Произведение PV в кал		1,9869 кал/° К/моль

Пример 1. Сколько килограммов CO содержится в сосуде емкостью 500 л при давлении 1 ат и температуре 70°C ?

$$PV = nRT \text{ и } n = \frac{W}{M},$$

откуда

$$W = \frac{MPV}{RT} = \frac{28 \cdot 1 \cdot 500}{0,08206 (273,1 + 70,0)} = 498 \text{ г.}$$

¹ У нас его принято называть также уравнением Клапейрона или уравнением состояния идеальных газов. *Прим. ред.*

Пример 2. Рассчитать объем, занимаемый при 110° и 2 ат заданным количеством газа, который при 0° и 760 мм рт. ст. имел объем 11 м³.

$$\frac{P_2 V_2}{P_1 V_1} = \frac{T_2}{T_1}.$$

Следовательно

$$V_2(110^{\circ}, 2 \text{ ат}) = \left(\frac{P_1}{P_2}\right) \left(\frac{T_2 + 273,1}{T_1 + 273,1}\right) V_1(0^{\circ}, 760 \text{ мм}),$$

$$V_2 = \frac{760 \cdot 383,1}{2 \cdot 760 \cdot 273,1} \cdot 11 = 7,7 \text{ м}^3.$$

Реальные газы. Для реальных газов величина отклонения от закона идеальных газов увеличивается с повышением давления и с понижением температуры и сильно зависит от природы газа. Пары подчиняются ему тем лучше, чем в более перегретом состоянии они находятся. Для каждого газа существует определенная температура, обычно называемая точкой Бойля, при которой газ точно следует законам Бойля и Авогадро. По разные стороны от этой температуры, т. е. выше и ниже ее, отклонения различаются по знаку.

Для выражения действительного поведения реальных газов при изменении объема, давления и температуры было предложено большое количество различных уравнений состояния¹. Эти уравнения содержат некоторое число произвольных постоянных и в общем неудобны для применения. В то время как некоторые из них достаточно точны для определенных газов в известных пределах температуры и давления, ни одно из них не может быть применимо во всех условиях. Их основная польза заключается в том, что они в сжатой форме представляют сумму экспериментальных данных. Однако ни одно из них не может быть применено без предварительного знания того, что оно соответствует экспериментальным данным на том участке температуры и давления, для которого его хотят применить. При высоких давлениях и низких температурах всегда предпочтительнее поэтому применять экспериментальные P - V - T -данные, если таковые доступны. Такие данные имеются для значительного числа наиболее распространенных газов.

Удобный графический метод применения P - V - T -данных, а также соответствующие графики для водорода, азота, окиси углерода см. в статье Dilleu [Chem. Met. Eng. 38, 280 (1931)].

Наиболее простым и наиболее известным уравнением состояния является уравнение Ван-дер-Ваальса:

$$\left(P + \frac{a}{V^2}\right)(V - b) = RT,$$

где a и b — характеристические постоянные данного газа. Они могут быть определены из критических данных (см. стр. 25) или с большей точностью из действительных P - V - T -данных для данного газа на участке, на котором уравнение Ван-дер-Ваальса применимо. Эти постоянные определены для большого числа различных газов. Уравнение Ван-дер-Ваальса на широком участке температуры и давления имеет ограниченную точность, однако для большого числа технических расчетов оно может быть применимо и для относительно высоких давлений (до 40—100 ат).

¹ Т. е. уравнений, связывающих переменные давление, температуру и объем.

Более полные данные относительно различных типов уравнения состояния, их точности и методов их применения можно найти в соответствующих курсах и монографиях¹.

Обширный обзор уравнений состояния можно найти в „Handbuch der Experimentalphysik“, т. 8, ч. 2, стр. 224. Akademische Verlagsgesellschaft m. b. H., Leipzig 1929.

Закон Дальтона — аддитивность давлений. В смеси газов каждому компоненту смеси соответствует то давление, которое он имел бы, если бы, присутствуя один, при той же температуре он занимал объем, занятый всей смесью. Общее давление газовой смеси равно сумме парциальных давлений отдельных компонентов:

$$P = p_1 + p_2 + p_3 + \dots$$

Парциальное давление каждого компонента равно общему давлению, умноженному на содержание данного компонента в смеси, выраженное в молекулярных долях. Например в смеси, состоящей из 75% кислорода и 25% азота при общем давлении в 1 ат парциальное давление кислорода равно $75 : (75 + 25) \cdot 1 = 0,75 \text{ ат}$ или $0,75 \cdot 760 = 570 \text{ мм}$.

Закон Дальтона вполне точен только для идеальных газов. Для реальных газов при высоких давлениях и низких температурах отклонения от этого закона становятся уже заметными; при давлении порядка 1000 ат отклонения уже весьма значительны. При давлениях же в несколько атмосфер и ниже газовая смесь может рассматриваться как идеальный газ и для технических расчетов этот закон вполне может применяться.

Порядок величины подобных отклонений может быть показан данными Masson и Dolley [Proc. Roy. Soc. 103 A, 524 (1923)] для смесей аргона с этиленом и данными Bartlett (по частному сообщению) для смесей окиси углерода с водородом и азотом (табл. 2).

Таблица 2

Отклонения от закона Дальтона аддитивности давлений

а. Смесей аргон — этилен

Давление, рассчитанное в ат	Отклонения от рассчитанной величины давления в ат		
	$C_2H_4-24,74\%$	$C_2H_4-49,94\%$	$C_2H_4-90,06\%$
30	-0,75	-0,85	-0,45
70	-3,35	-5,45	-1,95
90	-5,2	-7,65	1,0
110	-6,60	-8,15	5,25

¹ См. например Тейлор (H. Taylor), физическая химия (перев. с англ.), т. I стр. 217 сл., Л. 1930, Lewis, A System of Physical Chemistry, 3d, ed., vol. 1, pp. 68 ff., и vol. 2, pp. 59 ff., Longmans, Green, New York 1920; Beattie и Bridgeman, Proc. Am. Acad. Arts Sci., 63 № 5, p. 229 (1928); О. Д. Хвольсон, Курс физики, т. 3, 5 изд., стр. 623—637; J. C. Kuenen, Die Zustandsgleichung der Gase und Flüssigkeiten und die Kontinuitätstheorie, Braunschweig 1907; J. J. van Laar, Die Zustandsgleichung von Gasen und Flüssigkeiten, Leipzig 1924.

б. CO, H₂, N₂ смеси

Давление, рассчитанное в ат	Отклонения от рассчитанной величины давления в ат	
	CO—28,28% H ₂ —52,22% N ₂ —19,55%	CO—35,28% H ₂ —50,00% N ₂ —14,72%
25	-0,40	0,50
100	2,67	2,55
200	7,70	8,46
500	29,75	33,58
1000	68,66	61,92

Вычисленное давление в этом случае было получено сложением давлений, которое имел бы каждый компонент, если бы, присутствуя один, занимал тот же объем. Для смесей кислорода с этиленом эти отклонения по данным Masson и Dolley имеют примерно ту же величину, как и для смесей аргона с этиленом, смеси же кислорода с азотом подчиняются закону Дальтона значительно лучше.

Правило Ледюка — аддитивность объемов. Объем, занимаемый газовой смесью, равен сумме объемов, занимаемых отдельно каждым из компонентов смеси при той же температуре и том же давлении, при котором находится смесь, так что:

$$V = v_1 + v_2 + v_3 + \dots$$

Парциальный объем каждого данного компонента равен содержанию его в смеси, выраженному в молекулярных долях X_i , умноженному на общий объем смеси: $v_i = X_i V$. Этому правилу подчиняются строго только идеальные газы, однако отклонения от него бывают в ряде случаев значительно меньше, чем от закона Дальтона в тех же условиях.

Сжижение — критические постоянные. Газы и пары могут быть сжижены применением давления, если температура при этом не превышает некоторой определенной величины, характерной для каждого вещества. Эта определенная температура, выше которой данный газ не может быть сжижен повышением давления, называется критической температурой газа T_c . Давление, необходимое для сжижения газа при этой критической температуре, называется критическим давлением P_c . Удельный объем данного газа при критической температуре и критическом давлении называется его критическим объемом V_c . Давление, необходимое для сжижения газа в жидкость, уменьшается с понижением температуры от критической.

Критические постоянные известны для многих газов и паров. Однако их точное экспериментальное определение связано с большими трудностями. Существуют различные методы, которые могут быть применены для их приближенного расчета, когда они точно не известны. Но прибегать к таким расчетам следует только в тех случаях, когда точные данные недоступны. Критические постоянные связаны с постоянными Ван-дер-Ваальса a и b следующими уравнениями:

$$V_c = 3b, P_c = \frac{a}{27b^2}, T_c = \frac{8a}{27bR}$$

и в соответствии с уравнением Ван-дер-Ваальса (3) они могут быть связаны между собой соотношением

$$RT_c = 2,67P_cV_c,$$

пользуясь которым, можно рассчитать одну из критических констант, если другие две известны¹.

Экспериментально найдено, что последнее соотношение более точно применимо в форме:

$$RT_c = 3,6P_cV_c$$

и что V_c ближе по величине к $4b$, чем к $3b$. Результаты, получаемые при определении критических констант с помощью этих соотношений, обладают малой точностью вследствие неточности уравнения Ван-дер-Ваальса².

Приближенное соотношение Гильберга

$$T_c = 1,5T_b,$$

где T_b — температура кипения жидкости при нормальном давлении, справедливо для ограниченного числа жидкостей. Для неполярных жидкостей Ватсон [Watson, Ind. Eng. Chem., 23, 360 (1931)] предложил приближенное соотношение:

$$\frac{T_c}{T_b} = 0,283 \left(\frac{M}{d_b} \right)^{0,18} \quad (4)$$

где T_c — критическая температура, M — молекулярный вес, d_b — плотность при температуре кипения в г/см³ и T_b — температура, при которой жидкость находится в равновесии с паром, имеющим молекулярный объем равным 22,4 л. T_b связывается с T_s — температурой кипения — при нормальном давлении соотношением

$$\ln T_c = 9,8 \frac{T_c}{T_s} - 4,2. \quad (4a)$$

Как утверждает автор, величина T_c может быть рассчитана с помощью этих соотношений с точностью в 20%.

Пример 1. Значения постоянных a и b для азота составляют соответственно $1,31 \cdot 10^6$ см⁶ ат/моль и $37,3$ см³/моль и для этана $6,0 \cdot 10^6$ см⁶ ат/моль и $69,9$ см³/моль. Определять критические постоянные этих газов с помощью приведенных выше соотношений Ван-дер-Ваальса.

Решение.

Для азота:

$$P_c = \frac{a}{27b^2} = \frac{1,31 \cdot 10^6}{27(37,3)^2} = 34,8 \text{ ат},$$

$$T_c = \frac{8a}{27bR} = \frac{8 \cdot 1,31 \cdot 10^6}{27 \cdot 37,3 \cdot 82,07} = 127^\circ \text{ К}.$$

¹ Как было указано на стр. 23, константы a и b могут быть подобным же образом рассчитаны из экспериментальных данных для критических констант, так что

$$b = \frac{1}{3} V_c = \frac{1}{8} \frac{RT_c}{P_c} \text{ и } a = \frac{9}{8} RT_c V_c.$$

² Ср. V. Kirejew, Ztschr. f. Elektrochemie 33, 91 (1927) и Ztschr. f. anorg. u. allg. Chem. 153, 121 (1926). Прим. ред.

Для этана:

$$P_c = \frac{6,0 \cdot 10^6}{27(69,9)^2} = 45,6 \text{ ат},$$

$$T_c = \frac{8 \cdot 6,0 \cdot 10^6}{27 \cdot 69,9 \cdot 82,07} = 310^\circ \text{ К}.$$

Пример 2. Рассчитать критическую температуру бензола, пользуясь методом Ватсона из следующих данных: $M = 78$, $d_b = 0,80$, нормальная температура кипения $T_s = 353^\circ \text{ К}$.

Решение. Решая уравнение (4а), определяем T_c , равным 263° К (в статье Ватсона дан график, на котором значения T_c , соответствующие данной T_s , могут быть непосредственно отсчитаны). Подставляя это значение T_c в уравнение (4) и решая его, получаем T_c равным 563° К . Критическая температура бензола по экспериментальным определениям равна 561° К .

Так как критическая плотность бензола равна $0,305$ г/см³, то критическое давление, определяемое по соотношению $RT_c = 3,6P_cV_c$, составляет приблизительно 52 ат.

Критическая температура газовой смеси лежит обычно между критическими температурами компонентов смеси и изменяется с ее составом. Для некоторых смесей известны экспериментальные данные, но в общем данных о критических явлениях для смесей весьма мало. Рассмотрение этого сложного вопроса выходит за пределы объема настоящего отдела. Достаточно точные для технических применений методы расчета процессов сжижения и критических констант для смесей углеводородов см. в статьях Beall, Refiner a. Natural Gasoline Mfg., 9, № 12, p. 67 (1930), 10, № 1, p. 110, № 2, p. 99, № 3, p. 154 (1931); и Murray, Ind. Eng. Chem., 21, 917 (1929).

Правило Кальете и Маттаса. Прямолинейный диаметр. Согласно этому правилу среднее арифметическое из плотности чистой неассоциированной жидкости и плотности ее насыщенного пара (ортобарические плотности) является линейной функцией температуры. Соотношение это показано на рис. 1. Математически оно может быть выражено в виде

$$\frac{\Gamma_L + D_v}{2} = A + Bt, \quad (5)$$

где D_L и D_v — соответственно плотности жидкости и пара; t — температура в $^\circ \text{ С}$; A и B — характеристические постоянные жидкости, причем B отрицательно. При критической температуре

$$D_L = D_v = D_c,$$

следовательно:

$$D_c = A + Bt_c$$

и

$$D_c = D_i + B(t_c - t_i).$$

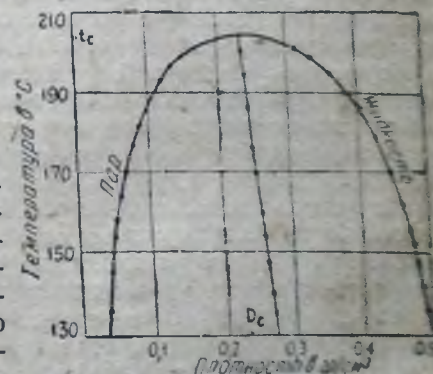


Рис. 1. Правило прямолинейного диаметра

где D_c — среднееарифметическое между плотностями жидкости и насыщенного пара при температуре t . Хотя это соотношение не является строгим, но оно может применяться для многих веществ с достаточной точностью и дает весьма полезный метод расчета критической плотности (а следовательно критического объема), прямое определение которой связано со значительными трудностями. Необходимые константы могут быть определены из измерений плотностей жидкости и пара при различных температурах, лежащих ниже критической или же D_c может быть определено графически из соответствующих измерений с помощью построения, аналогичного представленному на рис. 1.

Теория соответственных состояний. Если P , V и T в уравнении Ван-дер-Ваальса выразить в долях величин соответствующих критическим давления, объема и температуры ($\alpha = P/P_c$; $\beta = V/V_c$; $\theta = T/T_c$) и если a , b и R выразить также через критические постоянные, то можно получить уравнение:

$$\left(\alpha + \frac{3}{\beta^2}\right)(3\beta - 1) = 8\theta, \quad (6)$$

в котором характеристические постоянные данного вещества в явной форме уже не содержатся и которое следовательно является независимым от природы газа. Оно называется приведенным уравнением состояния и выводимые из него следствия — законом соответственных состояний. Приведенные величины могут быть применены в единении с любым уравнением состояния; их точность не зависит от вида взятого уравнения. Если характеристические постоянные могут быть выражены через критические константы, то они могут быть исключены из получаемого уравнения. Теоретически по этому закону при выражении температуры, объема и давления в приведенных величинах должно существовать некоторое универсальное уравнение состояний, которое применимо как для жидкостей, так и для газов. Однако закон соответственных состояний в общем случае не является точным. Экспериментальные данные показывают, что наиболее строго он соблюдается для веществ, более близких между собой, как например органические сложные эфиры, кислоты и альдегиды, и когда при этом критические температуры сравниваемых веществ почти равны.

Два вещества называются находящимися в соответственных состояниях, если их давления, объемы (или плотности) и температуры соответственно пропорциональны их критическим значениям:

$$\frac{P_1}{P_{c1}} = \frac{P_2}{P_{c2}}; \quad \frac{V_1}{V_{c1}} = \frac{V_2}{V_{c2}}; \quad \frac{T_1}{T_{c1}} = \frac{T_2}{T_{c2}}.$$

Если для двух веществ соблюдаются два из этих равенств, то для них должно соблюдаться и в этом случае также и третье. Если для одного вещества соотношение между плотностью и температурой известно до критической точки, то плотность второго соответствующего вещества на всем участке температур может быть рассчитана, если известны его критическая температура и величина плотности при какой-нибудь одной температуре, предполагая, что величины были измерены при соответственных давлениях. Если не считать высоких температур, то для жидкостей последним условием можно пренебречь.

Закон соответственных состояний с успехом был применен для систематизации данных и послужил базой для установления большого

числа соотношений между физическими свойствами жидкостей и газов.

Диффузия газов. Скорость, с которой газы диффундируют, изменяется обратно пропорционально корню квадратному из их плотностей, независимо от среды, в которой диффузия происходит.

Коэффициент диффузии одного газа в другой изменяется обратно пропорционально давлению и прямо пропорционально степени $1,5-2,0$ абсолютной температуры. Он несколько зависит от состава газовой смеси. Коэффициент диффузии может быть рассчитан с помощью кинетической теории газов.

Подъемная сила газа. Она определяется разностью между плотностью воздуха и плотностью поднимающего газа, как например водорода или гелия. Если V — объем баллона в м^3 , D_A и D_H — соответственно плотности воздуха и поднимающего газа в $\text{кг}/\text{м}^3$, L — подъемная сила (lift) в $\text{кг}/\text{м}^3$ газа и L_T — общая подъемная сила в кг , то

$$L = D_A - D_H \text{ и } L_T = VL.$$

Влияние изменения температуры и давления на плотности D_A и D_H и следовательно на подъемную силу газа может быть рассчитано по газовым законам.

Жидкости

Упругость насыщенного пара. При любой данной температуре каждой чистой жидкости соответствует некоторое давление пара, называемое упругостью насыщенного пара, которое характерно для данной жидкости и данной температуры. Это давление пара, соответствующее равновесию его с данной жидкостью, имеет при постоянной температуре определенную величину в противоположность давлению пара в отсутствии жидкости, которое может иметь любые значения, не превышающие упругости насыщенного пара. Нормальной температурой кипения жидкости называется температура, при которой упругость насыщенного пара ее равна стандартному внешнему давлению, т. е. 760 мм рт. ст. Таким образом нормальной температурой кипения называется температура кипения, обычно указываемая. В общем случае температурой кипения при каком-нибудь данном давлении называется та температура, при которой упругость пара жидкости равняется этому внешнему давлению, и когда упругость пара из ничтожно малую величину превосходит внешнее давление, жидкость закипает.

Влияние температуры на упругость пара. Упругость насыщенного пара жидкости (и твердого тела) сильно возрастает с увеличением температуры. Изменение этой упругости пара с температурой может быть выражено количественно уравнением Клапейрона:

$$\frac{dp}{dT} = \frac{ML_v}{T\Delta V},$$

где T — абсолютная температура, ML_v — молекулярная скрытая теплота испарения и ΔV — объем моля пара минус объем моля жидкости при этой температуре. Если эти величины известны, то изменение упругости насыщенного пара с температурой может быть рассчитано по

этому уравнению, а так как внешнее давление и упругость насыщенного пара в точке кипения бывают равны, то изменение температуры кипения с давлением также может быть рассчитано с помощью этого уравнения¹ в обратной его форме.

При допущении, что объем жидкости ничтожно мал сравнительно с объемом пара и что пар подчиняется закону идеальных газов, из уравнения (7) может быть получено более часто применяемое приближенное уравнение Клаузиуса-Клапейрона:

$$\frac{d \ln p}{dT} = \frac{ML}{RT^2} \quad (8)$$

В пределах небольшого интервала температуры уравнение (8) может быть проинтегрировано при допущении независимости теплоты испарения от температуры ($ML = \text{const}$), что для небольшого интервала температур не вносит значительной ошибки. Таким образом получают:

$$\ln \frac{p_1}{p_2} = \frac{ML}{R} \frac{T_1 - T_2}{T_1 T_2} \quad (8a)$$

Эта приближенная формула обычно применяется для расчета средней величины теплоты испарения по данным упругости пара при двух температурах и для интерполирования данных упругости пара на небольших участках температур.

Уравнение Клаузиуса-Клапейрона применимо также и для твердых веществ. В этом случае ML представляет собой молекулярную теплоту сублимации и ΔV разность молекулярных объемов соответственно парообразного и твердого состояний. Уравнение (7) может быть применено также и для расчета изменения температуры плавления с давлением. В этом случае

$$dT = \frac{T(V_L - V_s)}{ML_f} dP,$$

где ML_f — молекулярная теплота плавления, T — температура плавления, V_L и V_s — соответственно молекулярные объемы в жидком и твердом состояниях. При небольших изменениях давления до 15 ат ML , ΔV и T могут рассматриваться постоянными.

Так как температурой кипения жидкости является температура, при которой упругость насыщенного пара ее становится равной внешнему давлению, то очевидно, что температура кипения зависит от внешнего давления. Пользуясь правилом Трутона (см. ниже), можно получить из уравнения (8a) следующее соотношение:

$$\Delta T_b = 0,00012 T_b \Delta p,$$

где T_b — нормальная температура кипения и ΔT_b — изменение ее при изменении давления на Δp , выраженном в мм рт. ст. Это соотноше-

¹ Если применять это или следующее близкое ему уравнение, то величины ML , dp и ΔV должны быть выражены в соответствующих друг другу единицах.

² MacDougall, Thermodynamics and Chemistry, 2 ed., p. 133, Wiley, New York 1926.

шение дает достаточное приближение для определения влияния на нормальную температуру кипения небольших изменений давления.

Влияние индифферентного газа на упругость пара. Изменение упругости насыщенного пара в присутствии индифферентного газа при давлении последнего, равном p_i , может быть выражено соотношением:

$$\left(\frac{dp}{dP} \right)_T = \frac{v_L}{V_g}, \quad (9)$$

где p и $P = p + p_i$ — соответственно упругость насыщенного пара жидкости и общее давление над ней, а v_L и V_g — соответственно молекулярные объемы жидкости и пара. Изменение упругости насыщенного пара с внешним давлением обычно бывает ничтожно мало, так как $v:V$ мало. При высоких давлениях оно может однако стать уже значительным. Так например при 20°, при давлении инертного газа в 300 ат, упругость пара воды возрастает приблизительно на 2%. Для практического применения уравнения (9) должно быть известно соотношение между p и V_g . Если пар подчиняется законам идеальных газов и если допустить, что v_L не зависит от давления, то, интегрируя это уравнение, можно получить

$$\ln \frac{p_2}{p_1} = \frac{v_L}{RT} (P_2 - P_1), \quad (9a)$$

где p_2 и p_1 — соответственно упругости насыщенного пара при общих давлениях P_2 и P_1 .

Упругость пара малых капель (тумана). Если p_0 — упругость насыщенного пара над плоской поверхностью жидкости и r — радиус маленьких капель, то упругость пара над каплей p определяется уравнением:

$$p = p_0 \left(1 + \frac{2\gamma M}{rdRT} \right),$$

где γ — поверхностное натяжение, M — молекулярный вес и d — плотность. Это уравнение приближенно, так как γ уменьшается с увеличением радиуса маленьких капель. Для воды при 20°

$$\frac{p - p_0}{p_0} = \frac{1,03 \cdot 10^{-7}}{r}$$

и следовательно над поверхностью капли воды радиусом 10^{-5} см упругость насыщенного пара приблизительно на 1% больше, чем над плоской поверхностью воды.

¹ Это относится очевидно лишь к тем классам веществ, к которым применимо правило Трутона. В общем же случае лучше пользоваться экспериментальными данными для коэффициента Крафта (см. Landolt-Börnstein-Roth-Scheel, Physikalisches Tabellen, 5 Aufl., табл. 287) или обычными методами расчета зависимости упругости насыщенного пара от температуры. Прим. ред.

² Ср. J. J. van Laar, Ztschr. f. physik. Chemie, Abt. A, 145, 207 (1926).

³ Уравнение (9a) может быть приведено к форме $\ln \frac{p_2}{p_1} = \frac{v_L}{RT} (P_2 - P_1)$, так как $p_2 = p_1 + p_i$.

упругость насыщенного пара жидкости в присутствии индифферентного газа.
⁴ Подробнее см. например О. Д. Хвольсон, Курс физики, 3 изд., т. 2, стр. 104 Гиз, Берлин, 1923. Прим. ред.

Расчеты упругости насыщенного пара — правило Дюринга. Из различных эмпирических методов, предложенных для расчета упругости насыщенного пара при отсутствии экспериментальных данных, метод, обычно известный под названием правила Дюринга, является наиболее удобным и наиболее применимым¹.

По правилу Дюринга

$$t_A = \alpha + \beta t_B,$$

где t_A и t_B — температуры кипения в °C двух жидкостей при равных давлениях, α и β — две константы; оно может быть выражено также в форме:

$$t_A : t_B = t_A' : t_B' = t_A'' : t_B'' = \text{const},$$

где t_A и t_B , t_A' и t_B' , t_A'' и t_B'' , выраженные в °C температуры, при которых два вещества А и В имеют одинаковую упругость насыщенного пара, соответственно p , p' и p'' . Соотношение Дюринга соблюдается строго только для веществ, химически близких друг другу, как например бензол и толуол, алифатические сложные эфиры или углеводороды между собой, гидроксилсодержащие органические соединения и вода. В более точной, но менее удобной форме, предложенной Рамзаем и Юнгом, это соотношение может быть лучше приложено ко всем жидкостям. Эта форма имеет следующий вид:

$$\frac{T_A'}{T_B'} = \frac{T_A}{T_B} + C(T_A' - T_A),$$

где T_A' и T_B' — абсолютные температуры, соответствующие равным величинам упругости насыщенного пара веществ А и В, T_A и T_B — температуры, соответствующие другой величине упругости насыщенного пара этих веществ, и C — константа, которая приближается к 0 тем больше, чем ближе сравниваемые жидкости.

Если отложить в декартовых координатах значения температур, соответствующих равным величинам упругости насыщенного пара двух химически близких жидкостей, то по соотношению Дюринга должна получиться прямая линия. Следовательно, если есть подходящая жидкость, для которой кривая зависимости упругости насыщенного пара от температуры известна для достаточно широкого участка и если известны также величины упругости насыщенного пара второй жидкости при двух температурах, то с помощью такой диаграммы упругость пара последней может быть определена для любой другой температуры. Линии Дюринга будут тем больше приближаться к прямой, чем ближе между собой в химическом и физическом отношениях сравниваемые жидкости. Следовательно при расчете упругости насыщенного пара, например какого-нибудь углеводорода, следует, если возможно, и в качестве стандартной жидкости, по которой ведется расчет, брать тоже углеводород. Обычно наиболее удобной

¹ Уравнение Дюринга в настоящее время нельзя рассматривать как только эмпирическое. О теоретическом выводе его из уравнения Клаузиуса-Клапейрона и относительной строгости необходимых для этого допущений см. В. Киреев, Журнал прикладной химии 7, 1 (1934). Ср. также А. McLaren White, Ind. Eng. Chem. 22, 230 (1930). Прим. ред.

стандартной жидкостью является вода, так как для нее упругость насыщенного пара известна с достаточной точностью на большом участке температур.

Очевидно, что соотношение Дюринга может быть применено для расчета температур кипения при различных давлениях. Как будет показано в следующей части, оно может быть с успехом использовано также и для расчета упругости насыщенного пара или температуры кипения водных растворов, причем в этом случае в качестве стандартного вещества берется вода.

Удобный метод экстраполяции или интерполяции кривой, выражающей зависимость упругости насыщенного пара от температуры, для углеводородов был предложен Cox [Ind. Eng. Chem. 15, 362 (1923)] и Calingaert и Davis [Ind. Eng. Chem. 17, 1287 (1925)]. Полезный метод нанесения данных упругости пара для углеводородов был развит также Frolich и Corson [Ind. Eng. Chem. 21, 1116 (1929)]. См. также Perry и Smith [Ind. Eng. Chem. 25, 195 (1933)].

* Одним из редакторов настоящей главы был предложен недавно новый метод относительного расчета упругости насыщенного пара, внешне аналогичный методу Дюринга, но основанный на значительно менее произвольных допущениях и поэтому значительно более точный, чем метод Дюринга. Подобно последнему этот метод также применим не только к чистым жидкостям, но и к смесям и растворам, причем также как и общий, так и парциальным упругостям паров. Основным уравнением этого метода является аналогичное уравнению Дюринга соотношение

$$\lg p_a = Q \lg p_b + C, \quad (A)$$

связывающее в линейной форме логарифмы упругости насыщенного пара двух веществ А и В при равных температурах; Q и C являются постоянными, характерными для данной пары веществ, и определяются по двум известным точкам упругости пара рассчитываемого вещества. Это уравнение тоже является тем более точным, чем ближе между собою сравниваемые жидкости. При практических расчетах полярные жидкости, как спирты, органические кислоты, ацетон и другие, лучше рассчитывать по воде; углеводороды же, простые и сложные эфиры, галондопроизводные и прочие удобно рассчитывать по гексану, пользуясь для этого таблицами упругости насыщенного пара его, рассчитанными Рехенбергом². Эти таблицы, как равно и соответствующие таблицы для воды, приведены в русском переводе книги Пиатти «Рекуперация летучих растворителей».

Кроме аналитической формы уравнения (А) может очевидно применяться и в графической форме. В декартовой системе координат его применение аналогично указанному выше применению уравнения Дюринга. Особенно же удобным оказывается его применение в параллельных шкалах. Соответствующая номограмма представлена на рис. 2 в комбинационном виде для расчета по гексану и воде. В середине ее помещена общая для обеих частей номограмма шкалы

¹ Относительно метода, предложенного этими авторами, см. также журнал «Латекс-каучук» № 4 1933 г., стр. 361. Прим. ред.

² В. Киреев, Журнал физической химии 2, 283 (1931), Zsch. f. angew. u. ind. Chem. 197, 350 (1931), Журнал прикладной химии 7, 1 (1934).

³ C. v. Rechenberg, Einfache und fraktionierte Destillation in Theorie und Praxis, Leipzig 1923.

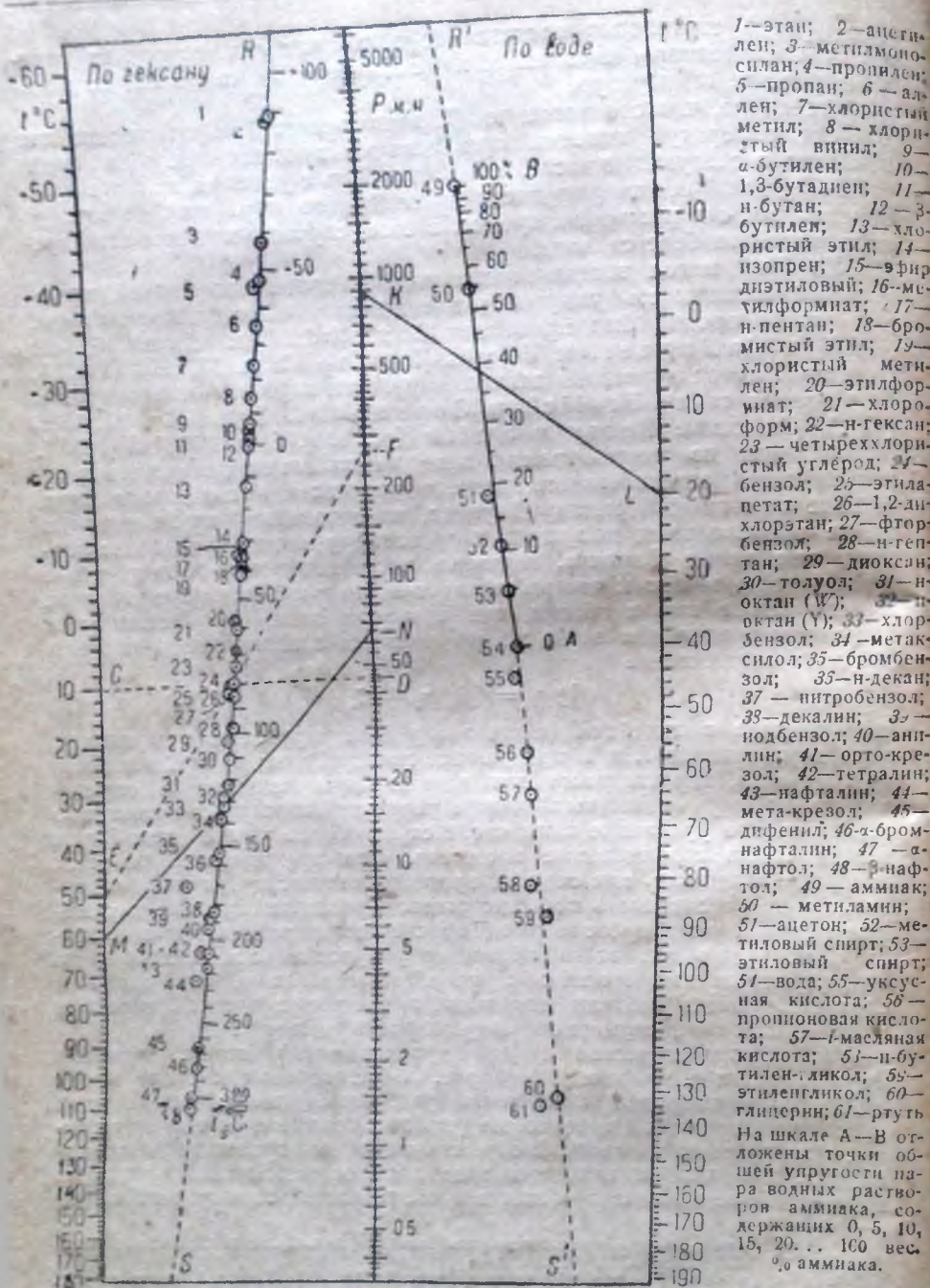


Рис. 2. Номограмма для расчета упругости насыщенного пара чистых жидкостей, растворов и смесей, построенная по уравнению $\lg p_a = Q \lg p_b + C$

давлений и по бокам ее — шкалы температур по Гессу и Фогелю. В этой номограмме каждому веществу соответствует одна точка, и любая прямая, проходящая через нее, пересекает оси температуры и давления в величинах, соответствующих одна другой, т. е. номограмма показывает, какова упругость пара данного вещества при данной температуре или какова температура кипения его при данном давлении. Так например прямая MN показывает, что хлорбензол (точка № 33) имеет при температуре 60° упругость пара 64 мм рт.ст. Само положение точки, соответствующей данному веществу, определяется по двум известным данным упругости пара как место пересечения двух прямых, что видно например на показанном на номограмме определении положения точки бензола (№ 24) по известным данным 45,4 мм при 10° (прямая CD) и 269 мм при 50° (прямая EF). Степень точности получаемых результатов в части, определяемой принципом метода, соответствует условиям применимости уравнения (A). В части же, определяемой масштабом номограммы, она может быть иллюстрирована например тем, что данные двух авторов Юнга и Вориера дают для нормального октана точки №№ 32 и 31, заметно отличные одна от другой, так что ошибка в расчете по этой номограмме в данном случае не превышает расхождения между данными двух авторов. На номограмме приведены точки 61 различных веществ, причем углеводороды, галоидопроизводные, эфиры и пр. построены по Гессу, а спирты, кислоты, аммиак, ртуть, ацетон и др. — по Фогелю.

Весьма плодотворным для приближенных расчетов оказывается использование того свойства этой номограммы, что точки нормальных жидкостей одного класса оказываются в ней лежащими на одной прямой. Так например точки углеводородов и их галоидопроизводных почти точно лежат на прямой RS. Это обстоятельство позволяет при приближенных расчетах для этих классов соединений удовлетворяться знанием одной температуры кипения при каком-нибудь давлении, определяя положение точки данного вещества по пересечению прямой данной температуры кипения с прямой RS. При этом, когда известной температурой является температура кипения при атмосферном давлении, как это бывает в большинстве случаев, то последнего построения можно не производить, пользуясь непосредственно шкалой температур кипения при 760 мм рт.ст., специально для упрощения операций построенной на прямой RS. В группе полярных жидкостей наблюдается, правда более грубо, подобная же закономерность. Ближе к прямой R'S' укладываются большинство точек спиртов, кислот, вода, аммиак и пр. Это позволяет при ориентировочных расчетах использовать эту закономерность и в данном случае.

Аналогичным образом эта номограмма может быть применена и для жидких смесей и растворов как в отношении общей, так и парциальных упругостей пара. Кривая AB соответствует точкам водноаммиачных растворов различного состава для расчетов общей упругости пара. Она дает возможность так же легко, как и для чистых жидкостей, определять упругость пара раствора любого состава. Так например прямая KL показывает, что 38%-ный раствор аммиака должен иметь при 20° упругость пара, равную 880 мм. Подобным же путем строятся кривые и для парциальных упругостей пара, не показанные на номограмме, во избежание чрезмерного ее загромождения.

II. ТЕРМОХИМИЯ

Теплоемкость

Общие замечания. Удельной теплоемкостью называется количество тепла, необходимое чтобы нагреть единицу массы данного вещества на интервал температуры, равный единице: $c = q/\Delta t$. Удельная теплоемкость изменяется с температурой, и следовательно более точно будет ее определение в виде $c = dq/dt$. Молекулярной теплоемкостью называется произведение удельной теплоемкости на молекулярный вес: M_c . Удельная теплоемкость изменяется в зависимости от того, производились ли измерения при постоянном давлении (c_p) или при постоянном объеме (c_v). Молекулярная теплоемкость при постоянном давлении строго определяется термодинамическим уравнением:

$$M_{c_p} = \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_p + p \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_p, \quad (10)$$

а молекулярная теплоемкость при постоянном объеме уравнением:

$$M_{c_v} = \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_v, \quad (11)$$

где U — величина внутренней энергии (стр. 93). Экспериментальные определения количества тепла производятся чаще при постоянном давлении, чем при постоянном объеме. Для измерения величины теплоемкости могут быть применены различные единицы тепла и различные шкалы температур. Обычно удельная теплоемкость выражается в калориях (15°) на грамм, на градус Цельсия ($\text{кал/г}^\circ\text{C}$). В американской же и английской технической литературе больше принято выражение ее в английских тепловых единицах BTU на фунт, на градус Фаренгейта, или в единицах CHU (centigrade heat unit), которая равняется количеству тепла, необходимого, чтобы нагреть один фунт воды на один градус Цельсия (при 15°). Количество тепла, выраженное в CHU на фунтомоль, численно равно таковому, выраженному в граммкалориях на моль, а $1 \text{ CHU} = 1,8 \text{ BTU}$.

Газы. Теплоемкость газов увеличивается с усложнением молекулы и обычно с повышением температуры. Это изменение теплоемкости с температурой для одноатомных газов ничтожно мало, для двухатомных оно становится заметным и увеличивается с возрастанием сложности молекулы. Для одноатомных газов при всех практически интересных изменениях температуры

$$M_{c_p} = \frac{5}{2} R = 4,97 \text{ кал}^\circ\text{C/моль},$$

$$M_{c_v} = \frac{3}{2} R = 2,98 \text{ кал}^\circ\text{C/моль}.$$

Теплоемкость многоатомных газов выражается с достаточной точностью (кроме области очень низких температур) уравнением:

$$M_{c_p} = a + bT + cT^2 + dT^3 + \dots, \quad (12)$$

где $a, b, c, d \dots$ — характеристические постоянные. Для наиболее обычных двухатомных газов (Lewis и Randall, *Thermodynamics*, p. 80, McGraw-Hill, New York 1923) можно привести соотношения

H_2 :

$$M_{c_p} = 6,50 + 0,00097T;$$

$\text{O}_2, \text{N}_2, \text{NO}, \text{CO}$:

$$M_{c_p} = 6,50 + 0,00107T.$$

Для следующих трехатомных газов (см. Lewis и Randall, *loc. cit.*) $\text{H}_2\text{O}, \text{H}_2\text{S}$:

$$M_{c_p} = 8,81 - 0,0019T + 0,00000222T^2;$$

CO_2, SO_2 :

$$M_{c_p} = 7,0 + 0,0071T - 0,00000186T^2.$$

Для газообразных углеводородов и паров углеводородов Cori, Lewis и Weber [Ind. Eng. Chem., 23, 887 (1931)] предлагают в виде опыта (tentatively) общее уравнение

$$M_{c_p} = 1,74 + 1,74n + 1,33m + (-0,00486 + 0,00864n + 0,003545m) F C,$$

где n — число атомов углерода, а m — число атомов водорода в молекуле. Экспериментальные данные и эмпирические уравнения указанного выше типа, выражающие изменение теплоемкости с температурой, в настоящее время известны для наиболее обычных газов.

Для идеального газа молекулярная теплоемкость не зависит от давления. На участке же давлений от 1 до 10 ат M_{c_p} остается практически постоянной и для реального газа, однако, на более широком диапазоне давлений она уже заметно изменяется с давлением. Величина этого изменения зависит в свою очередь от температуры, от вида газа и от области давлений. Измерения Maskey и Krase [Ind. Eng. Chem. 22, 1062 (1930)] показывают например, что для азота M_{c_p} при 30° при изменении давления от 1 до 300 ат изменится с 6,91 до 8,94 и при изменении давления от 400 до 700 ат от 9,07 до 9,16 ат, в то время как при 150° она меняется при тех же давлениях соответственно от 6,96 до 7,89 и от 8,02 до 8,25. Влияние давления на M_{c_p} для многих обычных газов уже известно, однако в общем по этому вопросу данных имеется еще мало. Термодинамические соотношения, выражающие влияние давления на теплоемкость

$$\left(\frac{\partial M_{c_p}}{\partial P} \right)_T = -T \left(\frac{\partial^2 V}{\partial T^2} \right)_P,$$

$$\left(\frac{\partial M_{c_v}}{\partial V} \right)_T = T \left(\frac{\partial^2 P}{\partial T^2} \right)_V,$$

$$M_{c_p} = M_{c_v} + T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_P,$$

могут быть применены для расчета их изменений с давлением, если известны соответствующие уравнения состояний и M_{c_p} или M_{c_v} как функции температуры при каком-нибудь одном давлении. Однако эти расчеты весьма длинны и утомительны; приближенные же расчеты могут быть сделаны с достаточной для технических целей точностью. Описание методов приближенных расчетов может быть найдено в новейших руководствах и литературе.

Теоретически и экспериментально показано, что для двухатомных идеальных газов $Mc_p - Mc_v = R = 1,9869 \text{ кал/}^\circ\text{С/моль}$. Эта разность постоянна и не зависит от температуры, давления и природы газа. Отношение же удельных теплоемкостей c_p/c_v составляет:

для одноатомных газов	1,66
двухатомных	1,4 прибл.
трехатомных	1,28 "

Для одноатомных газов это отношение постоянно, но для многоатомных меняется. Для реальных газов оно является функцией температуры и давления, но обычно при технических расчетах принимается постоянным без внесения этим заметной ошибки. Табл. 3 (Koch, Sitzb. Math.-physikal. Klasse Bayer. Akad. Wiss. 1913, p. 213) показывает влияние температуры и давления на величину этого отношения для воздуха

Таблица 3

Влияние температуры и давления
на c_p/c_v для воздуха

Давление в ат	0 °C	—79,3 °C
1	1,405	1,405
25	1,473	1,569
50	1,530	1,767
100	1,646	2,200
150	1,739	2,469
200	1,828	3,333

Экспериментальные данные и более детальные сведения относительно теплоемкостей газов и зависимости их от температуры и давления можно найти в книге: Partington и Shilling „The Specific Heat of Gases“, Van Nostrand, New York, 1924. Сводку данных для некоторых обычных газов; см. также Eastman, „Specific Heats of Gases at High Temperatures“, U. S. Bur. Mines, Techn. Paper 445 (1929).

Относительно удельной теплоемкости газовых смесей можно допустить с достаточной надежностью, что она может быть рассчитана из теплоемкости компонентов в чистом виде с помощью обычного правила смешения без внесения этим значительной ошибки, так что

$$Mc_{p \text{ смеси}} = X_1 (Mc_p)_1 + X_2 (Mc_p)_2 + \dots,$$

где X_1, X_2, \dots — молекулярные доли компонентов.

Насыщенные пары. Рассмотрение точного определения теплоемкости по уравнению (10) показывает, что удельная теплоемкость насыщенного пара c_s может быть как положительной, так и отрицательной или в частном случае равняться нулю. Если температура T одного моля пара повышается до температуры $T + dT$ и давление одновременно увеличивается от p_s до $p_s + dp_s$, так, что пар поддерживается насыщенным, то отношение количества подведенного тепла

к повышению температуры может быть как положительной, так и отрицательной или равным нулю, так как dV для пара отрицательна (см. MacDougall, op. cit, стр. 135). Для H_2O , CS_2 , $SiCl_4$, SO_2 и ацетона удельная теплоемкость насыщенного пара отрицательна, в то время как для эфира она положительна.

Жидкости. Удельная теплоемкость жидкости с повышением температуры обычно (но не всегда) увеличивается. У некоторых жидкостей, как например у воды, удельная теплоемкость с повышением температуры на одном участке ее увеличивается, а на другом уменьшается. Это явление повидимому связано с ассоциацией жидкости. Schulze [Physik. Ztschr. 26, 153 (1925)] установил, что $M(c_p - c_v)$ составляет для неассоциированных жидкостей обычно от 10 до 11 ккал, а для таких жидкостей, как спирты и органические кислоты, может иметь различное значение от 0 до 10. Между удельной теплоемкостью различных жидкостей простого соотношения не установлено.

Расчет удельной теплоемкости жидких смесей и водных растворов из удельной теплоемкости компонентов по правилу смешения, с исключением редких случаев приводит к результатам, которые бывают весьма неточны. Рассчитанные значения обычно бывают значительно больше найденных экспериментально. Удельная теплоемкость водного раствора часто бывает например меньше, чем таковая для содержащейся в нем воды (of its water content).

Твердые тела. Удельная теплоемкость твердых тел увеличивается с повышением температуры, но скорость этого увеличения для различных твердых тел и на различных температурных участках различна. При очень низких температурах удельная теплоемкость твердых тел становится весьма малой и по третьему закону термодинамики становится равной нулю при абсолютном нуле температуры.

Для определения удельной теплоемкости твердых тел можно пользоваться некоторыми эмпирическими правилами. Закон Дюлонга и Пти устанавливает, что для элементарного твердого тела (для элемента в твердом состоянии) произведение из его атомного веса на удельную теплоемкость (при постоянном давлении) постоянно и равно приблизительно 6,2. Для теплоемкости при постоянном объеме эта величина равна 5,9. Этот закон не вполне точен, но имеет весьма большое значение. В общем получаемые по нему величины удельных теплоемкостей при обычных температурах для неметаллических элементов с низким атомным весом, как например, бор, углерод, кремний и сера, бывают слишком велики. Величина удельной теплоемкости этих элементов при обычных температурах сильно возрастает с повышением температуры, в противоположность тем элементам, которые подчиняются этому закону. При высоких же температурах она приближается к требуемому значению 6,2. Скорость увеличения с температурой атомных теплоемкостей тяжелых металлических элементов при температурах выше комнатной бывает мала. Атомные теплоемкости (удельная теплоемкость, умноженная на атомный вес) различных элементов оказываются более близкими между собой, если их сравнивать при некоторых определенных температурах, как например при температуре плавления.

Если имеются аллотропические модификации, то модификация, обладающая большей плотностью, имеет меньшую удельную теплоемкость.

Закон Коппа устанавливает, что молекулярная теплоемкость химического соединения в твердом состоянии является аддитивной функцией атомных теплоемкостей отдельных атомов, так что

$$Mc = n_1 c_1 A_1 + n_2 c_2 A_2 + n_3 c_3 A_3 + \dots$$

где $n_1, n_2, n_3 \dots$ представляют собой число данных атомов в молекуле, $A_1, A_2, A_3 \dots$ — атомные веса и $c_1, c_2, c_3 \dots$ — удельные теплоемкости входящих в соединение элементов. Для расчетов по этому правилу применяются следующие значения атомных теплоемкостей c_d различных атомов: O = 4; H = 2,3; C = 1,8; S = 5,4; P = 5,4; F = 5,0; другие 6,2.

Пример. Рассчитать удельную теплоемкость CuSO_4 по закону Коппа.
Решение. По закону Дюлонга и Пти для меди

$$(Ac_p) = 6,2,$$

следовательно

$$Mc_p = 6,2 + 5,4 + 4 \cdot 4 = 27,6$$

или

$$c_p = \frac{27,6}{160} = 0,17 \text{ ккал}^\circ\text{C}.$$

По экспериментальным данным Mc_p для CuSO_4 = 25,6.

Несмотря на то что это правило неточно, все же рассчитанные с его помощью значения согласуются с наблюдаемыми во многих случаях достаточно хорошо.

Удельная теплоемкость твердых тел измеряется по необходимости при постоянном давлении. Lewis [J. Am. Chem. Soc. 29, 1165, 1516 (1907)] связывает удельную теплоемкость при постоянном давлении с удельной теплоемкостью при постоянном объеме формулой:

$$c_p - c_v = \frac{\alpha^2 VT}{\beta},$$

где α — коэффициент термического расширения, β — коэффициент сжимаемости и V — удельный объем. Для средних и низких температур Линдемэн и Магнус предложили эмпирическое уравнение

$$c_p = c_v + aT^{3/2},$$

где a — характеристическая постоянная данного твердого тела, которая может быть определена, пользуясь одной известной парой значений для c_p и c_v или приближенно из соотношения $a = 0,0214/T_m$, где T_m — температура плавления в $^\circ\text{K}$.

Теоретические уравнения, выражающие теплоемкость твердого тела как функцию температуры и произвольных постоянных, были введены Эйнштейном, Нернстом и Линдемэнном и Дебаем. Они приводятся обычно в современных курсах физической химии, но в общем не удобны для практического применения.

Скрытая теплота

Скрытая теплота испарения. Количество тепла, необходимое для испарения единицы массы жидкости при постоянной температуре, называется скрытой теплотой испарения L_v . Теплота испарения 1 моля называется молекулярной теплотой испарения ML_v . Она зависит от

природы жидкости, от температуры и в очень слабой степени от внешнего давления.

Определение скрытой теплоты испарения. Данные для скрытой теплоты испарения, в частности для зависимости ее от температуры, часто отсутствуют. Большинство методов, предложенных для ее определения, являются эмпирическими, лишь немногие из них применимы на значительных участках температуры и давления.

Правило Трутона устанавливает, что молекулярная теплота испарения нормальных жидкостей при температуре кипения при атмосферном давлении, деленная на абсолютную температуру кипения, является постоянной и равна приблизительно 22; $ML_v/T_b = 22$. Однако эта константа заметно изменяется с величиной температуры кипения при атмосферном давлении. Нернст предложил модифицированную форму правила Трутона в виде:

$$\frac{ML_v}{T_b} = 9,51g T_b - 0,007 T_b.$$

Однако и это соотношение не является точным на большом диапазоне температур кипения. В общем величина отношения ML_v/T_b увеличивается с повышением температуры кипения и значения величины ML_v , рассчитанные для высоких температур кипения, бывают слишком велики.

Гильдебранд показал, что отношение ML/T (молекулярная энтальпия испарения) бывает приблизительно постоянным для веществ, обладающих весьма различной температурой кипения при атмосферном давлении, если их сравнивать не при этих температурах, а при температурах, соответствующих равным концентрациям пара, и если ограничиваться при этом участком давлений, на котором пары подчиняются законам идеальных газов. Значение постоянной Гильдебранда для многих веществ, как например O_2 , N_2 , гексана и ртути, составляет около 27—27,6 и для NH_3 , H_2O и этилового спирта — приблизительно 32—33.

Для определения теплоты испарения в некотором диапазоне температуры и давления из относительно небольшого количества экспериментальных данных Lewis и Weber [Ind. Eng. Chem. 14, 486 (1922)] и McAdams и Morrell [Ind. Eng. Chem. 16, 375 (1924)] следующим образом использовали правило Гильдебранда. Значения ML/T (функция Гильдебранда) были отложены как функции $1000 P/T$, где P и T — давление и температура, при которых происходит испарение. Теплота испарения при различных требуемых температурах и давлениях может быть получена из этой кривой. Этот метод однако не может быть применен при высоких температурах и при давлениях, близких к критическому.

Скрытую теплоту испарения можно рассчитать из данных энтальпии насыщенного пара с помощью уравнения Клаузиуса-Клапейрона (8а), но применение этого уравнения ограничивается лишь небольшими температурными интервалами и областью давлений, где пар подчиняется законам идеальных газов. Кроме того уравнение Клаузиуса-Клапейрона может быть с удобством применено (Lewis, Weber, loc. cit.) для расчета теплоты испарения при требуемой температуре путем временного использования правила Дюринга (стр. 3.1).

Наклон линии Дюринга выражается величиной

$$\frac{\Delta T_r}{\Delta T} = \left(\frac{ML}{ML_s} \right) \left(\frac{T_r}{T} \right)^2,$$

где ML_s — скрытая теплота испарения стандартной жидкости при температуре T_r (°K) и ML — скрытая теплота рассчитываемой жидкости при температуре T , соответствующие равным упругостям насыщенного пара. Если угол наклона этой линии и скрытая теплота испарения стандартной жидкости известны, то этим путем может быть рассчитана теплота испарения и второй жидкости. Скрытая теплота испарения стандартной жидкости, применяемой для расчетов, должна быть точно известна на широком участке температур. Хотя при этом расчете вводится допущение, что пары подчиняются законам идеальных газов, однако этот метод будет пригоден также и в тех случаях, когда отклонения идут в одном направлении и близки по величине.

Следующие примеры, взятые из статьи Льюиса и Вебера (Lewis и Weber), иллюстрируют этот пример:

Пример 1. Рассчитать скрытую теплоту испарения толуола при его нормальной температуре кипения $110,4^\circ$, пользуясь методом, предложенным Льюисом и Вебером и правилом Гильдебранда.

Решение. В этом случае

$$1000 \frac{P}{T} = \frac{1000 \cdot 1 \text{ [atm]}}{173 + 110,4} = 2,63.$$

Из графика функций Гильдебранда, данного Льюисом и Вебером для углеводородов, при $1000 \frac{P}{T} = 2,63$ и ML/T будет равно 22,6. Следовательно ML равно $22,6 \cdot 22,6 = 8650 \text{ кал/моль}$.

Пример 2. Рассчитать ML для нормального октана при температуре 120° , при которой упругость пара его равна $646,4 \text{ мм рт. ст.}$

Решение. Построим линию Дюринга для октана по воде в качестве стандартной жидкости $T_{\text{окт.}} = f(T_{\text{в.}})$ для двух точек, равных упругостей пара. Тангенс угла наклона этой прямой оказывается равным 0,825. При упругости пара в $646,4 \text{ мм}$ $T_{\text{в.}}$ для воды = $95,5^\circ$. При $95,5^\circ$ ML воды = $542,6 \cdot 13,02 = 9778 \text{ кал/моль}$.

Следовательно

$$\frac{\Delta T_{\text{в.}}}{\Delta T_{\text{окт.}}} = 0,825 = \left(\frac{ML}{9778} \right) \left(\frac{368,5}{393} \right)^2.$$

откуда

$$ML \text{ для октана} = 9170 \text{ кал/моль.}$$

Рассматривая применимость различных методов, предложенных для определения скрытой теплоты испарения, Ватсон [Watson, Ind. Eng. Chem. 23, 360 (1931)] нашел¹, что соотношение, выведенное теоретически Кистяковским [Z. phys. Chem. 107, 65—73 (1923)]

$$\frac{ML}{T_b} = 8,75 + 4,575 \lg T_b, \quad (13)$$

где ML — скрытая теплота испарения (в кал/моль) для неполярных жидкостей при атмосферном давлении соблюдается с неожиданной точностью на всем участке экспериментально измеренных значений.

¹ Хорошая применимость уравнения (13) для неполярных жидкостей была с исключительной полнотой показана раньше, как самим Кистяковским, так и Чидамом [Chidambaram, Jour. Phys. Chem. 32, 1528 (1928)]. Прим. ред.

Для какой-нибудь требуемой температуры T скрытая теплота испарения может быть рассчитана по известной величине ML при одной температуре и по ее критической температуре с помощью следующего графического метода, предложенного Ватсоном (см. стр. 363) и применимого ко всем жидкостям. Ватсон откладывает значение величины $(ML/T)f$ для различных жидкостей как функции величины приведенной температуры $T_r = T/T_c$, причем получает одну совпадающую для всех жидкостей кривую. Здесь f — поправка, характеризующая для данной жидкости, определяемая графическим путем из соответствующих данных. Эта кривая представлена на рис. 3. С ее помощью скрытая теплота испарения может быть рассчитана из соотношения:

$$\left(\frac{ML}{T} \right)_2 = Y_2 \left(\frac{ML}{T} \right)_1,$$

где $(ML/T)_1$ — известная величина этого отношения при температуре T_1 , соответствующая приведенной температуре $T_1/T_c = T_{r1}$; $(ML/T)_2$ — искомая величина этого отношения при температуре T_2 , соответствующая приведенной температуре $T_2/T_c = T_{r2}$ и Y_1 и Y_2 — соответствующие ординаты кривой.

При полном отсутствии экспериментальных данных скрытая теплота испарения неполярной жидкости в точке кипения под нормальным давлением может быть рассчитана по уравнению Кистяковского [уравнение (13)] и значение ее при нужной температуре может быть после этого определено описанным методом с общей точностью, лучшей чем 5% .

Скрытая теплота испарения растворителя из раствора. Сравнительно теплоты испарения растворителя из сравнительно концентрированного раствора в общем имеется очень мало данных. Метод, применяющий правило Дюринга в соединении с уравнением Клаузиуса-Клапейрона, изложенный на стр. 41, может быть с успехом применен для расчета теплоты испарения воды из сравнительно концентрированных водных растворов в тех случаях, когда растворенное вещество не летуче, и в качестве стандартной жидкости служит вода. При очень концентрированных растворах этот метод дает сомнительные результаты, так как при высоких концентрациях кривые Дюринга заметно отклоняются от прямых линий. Для применения этого метода должны быть известны линии Дюринга для некоторых концентраций, охватывающих нужный диапазон, и промежуточные концентрации могут быть тогда получены интерполированием.

Некоторые приближенные расчеты и косвенные данные показывают, что теплота испарения воды из сильно концентрированных растворов каустической соды может быть в несколько раз больше

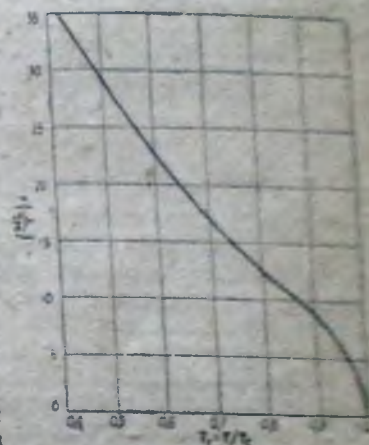


Рис. 3. График Ватсона, показывающий изменение скрытой теплоты испарения с температурой. Кривая определена по экспериментальным данным для следующих жидкостей: C_2H_6 , C_3H_8 , SO_2 , CS_2 , CH_3CO , C_6H_6 , C_6H_5OH , H_2O [Ind. Eng. Chem. 23, 360 (1931)].

теплоты испарения таковой из чистой воды. Знание скрытой теплоты испарения воды из водных растворов имеет большое практическое значение для технических расчетов, в частности при проектировании испарителей.

Скрытая теплота плавления. Температура, при которой твердое и жидкое состояние данного вещества находятся в равновесии, называется температурой замерзания жидкости и температурой плавления твердого тела. Температура, при которой в равновесии находятся твердое, жидкое и парообразное состояния данного вещества, называется тройной точкой. Количество тепла, которое поглощается, когда 1 моль твердого тела переходит в жидкое состояние, или которое выделяется при замерзании 1 моля жидкости, называется молекулярной теплотой плавления. Она обычно бывает меньше, чем теплота испарения. Зависимость температуры плавления от внешнего давления дается уравнением Клапейрона:

$$\frac{dT_f}{dP} = \frac{(V_L - V_S) T_f}{ML_f}$$

где T_f — нормальная температура плавления, ML_f — молекулярная скрытая теплота плавления и V_L и V_S — молекулярные объемы соответственно в жидком и твердом состояниях. $(V_L - V_S)$ может быть как положительно, так и отрицательно. В соответствии с этим например температура замерзания серы с увеличением давления повышается, а температура плавления льда понижается. Теплота плавления и абсолютная температура в точке плавления приблизительно связываются уравнением $ML_f = 2,2T_f$.

Скрытая теплота сублимации. Количество тепла, которое поглощается, когда 1 моль твердого тела переходит прямо в парообразное состояние, называется молекулярной скрытой теплотой сублимации. Оно равно сумме скрытой теплоты плавления и скрытой теплоты испарения при той же температуре: $L_s = L_f + L_v$.

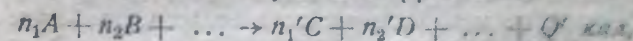
Скрытая теплота перехода. Тепло, которое поглощается или выделяется при переходе данного вещества из одной модификации в другую, называется скрытой теплотой перехода. Превращение модификации, устойчивой при более низкой температуре, в модификацию, устойчивую при более высокой температуре, сопровождается поглощением тепла.

Таблица 4
Скрытая теплота перехода

Вещество	Изменение модификации	ML_p в кал
Иодная ртуть (Hg ₂) . . .	Желтая в красную	— 3 000
Фосфор	Белая в красную	— 3 700
Пятикислый фосфора . . .	Кристаллическая в стекловидную	— 11 700
Бромистое серебро	Аморфная в кристаллическую	— 3 400
Иодистое серебро	Правильная в гексагональную	— 1 530
Олово	Белая в серую	— 591 (19°)

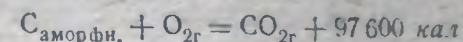
Теплота реакции

Общие замечания. Рассмотрим общий случай химической реакции, представляемой стехиометрическим уравнением



которое показывает, что n_1 молей вещества А, n_2 молей вещества В и т. д., соединяясь, образуют n_1' молей вещества С, n_2' молей вещества D и т. д., причем одновременно выделяется Q' кал. Тепло, которое выделяется или поглощается, когда химическая реакция протекает в указанном уравнении направлении (обычно слева направо), и при количестве реагирующих веществ, показанном стехиометрическим уравнением, называется теплотой реакции.

Например в реакции



1 моль углерода в аморфном состоянии соединяется с 1 молем газообразного кислорода, образуя 1 моль газообразной углекислоты с выделением при этом 97 600 кал или 1 фунтомоль углерода соединяется с 1 фунтомолем кислорода, образуя 1 фунтомоль углекислоты с выделением (97 600 · 453,6) кал или (97 600 · 1,8) BTU. Теплота этой реакции составляет следовательно 97 600 кал/на моль, 175 680 BTU/фунтомоль или 97 600 CHU/фунтомоль.

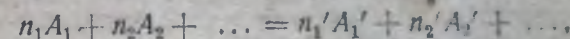
Экзотермической реакцией называется такая, при которой тепло выделяется, и эндотермической, при которой тепло поглощается.

Если сумма теплот образования (стр. 46) продуктов реакции меньше, чем таковая для реагирующих продуктов, то реакция бывает эндотермической; в обратном же случае — экзотермической.

Теплота реакции бывает различна в зависимости от того, измеряется ли она при постоянном давлении или при постоянном объеме и в соответствии с этим эти условия должны быть указаны. При постоянном давлении теплота реакции обозначается через Q_p' или $-\Delta H$, а при постоянном объеме соответственно через Q_v' или $-\Delta U$ (относительно величин ΔH и ΔU см. стр. 92). Обе эти величины связываются соотношением

$$Q_p' = Q_v' - p\Delta V,$$

где $p\Delta V$ представляет собой внешнюю работу, соответствующую увеличению объема при постоянном давлении. Для реакции, в которой принимают участие идеальные газы и молекулярное уравнение которой выражается через



предыдущее соотношение представится в виде:

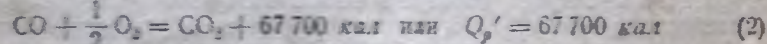
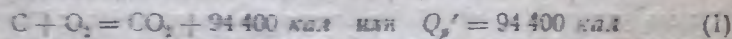
$$Q_p' = Q_v' - RT \sum n_i$$

¹ Так как желательно было придерживаться правых технических обозначений, то теплота химической реакции, в которой тепло выделяется, представляется отрицательной и обозначается знаком Q_v' для постоянного давления и Q_p' для постоянного объема. Q_p' связывается с термодинамическими величинами Q и ΔH (стр. 91—92) соотношением:

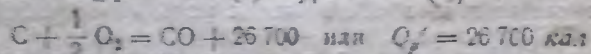
$$Q_p' = -Q = -\Delta H.$$

где Σ — сумма молей газообразных продуктов реакции минус сумма молей реагирующих газов. Если в реакцию входят и при реакции получаются только твердые и жидкие продукты, то изменением объема можно пренебречь и Q_p' практически равно Q_v' при обычном давлении. Теплота реакции измеряется в большинстве случаев при постоянном давлении, так что величиной, применяемой на практике, обычно является Q_p' .

Постоянство суммы теплот — закон Гесса. Теплота реакции не зависит от метода, применяемого для получения продуктов реакции из данных реагирующих веществ, т. е. теплота реакции остается постоянной независимо от того, протекает ли реакция в одну стадию или в несколько стадий, идущих последовательно. С термодинамическими уравнениями можно следовательно оперировать так же, как если бы они были алгебраическими уравнениями. Этот закон может быть использован для расчета теплоты реакции в тех случаях, когда она непосредственно недоступна для измерения. Например так как



то следовательно [уравнение (1) — уравнение (2)]



Теплота образования. Теплотой образования химического соединения называется теплота реакции образования из элементов. Теплота образования элементов принимается таким образом равной нулю. Теплота нулевой реакции может быть легко рассчитана из теплот образования реагирующих веществ и продуктов реакции. Следующий пример служит иллюстрацией этого метода.

Пример. Рассчитать теплоту реакции получения водородного газа $CO(g) + H_2O(g) = CO_2(g) + H_2(g)$, если теплоты образования этих веществ имеют следующие значения: CO 37 900, H_2O 57 900, CO_2 94 400; H_2 как элемент 0 кал.

Решение. Теплота реакции равна сумме теплот образования продуктов реакции минус сумма теплот образования реагирующих продуктов.

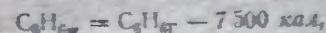
Следовательно для реакции получения водородного газа

$$Q_p' = (-\Delta U) = 94\,400 + 0 - 57\,900 - 37\,900 = 9\,500 \text{ кал.}$$

Теплота сгорания. Теплотой сгорания называется количество тепла, выделяющееся при полном сгорании данного вещества с кислородом. Величины эти обычно относятся к 1 молю данного вещества. Так как теплота сгорания определяется экспериментально большей частью в калориметрической бомбе при постоянном объеме, то непосредственно определяемой величиной является $Q_v' (-\Delta U)$, а Q_p' рассчитывается из Q_v' с достаточной точностью с помощью уравнения (14).

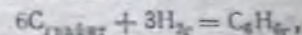
Теплота образования органических соединений, непосредственное измерение которой сопряжено с большими трудностями, получается обычно из теплот сгорания. Она определяется путем вычитания теплот сгорания данного вещества из суммы теплот образования всего количества образующихся при сгорании углекислоты и воды (и соответствующих других продуктов, которые могут встретиться, как например, SO_2). Так теплота сгорания Q_p' жидкого бензола равна 782 700 кал и

теплота испарения его равна 7 500 кал/моль. Теплота образования газообразного бензола из водорода и углерода в виде графита может быть рассчитана отсюда следующим образом:



Следовательно для газообразного бензола теплота сгорания составляет $782\,700 + 7\,500 = 790\,200$ кал. Теплота образования CO_2 из графита равна 94 300 кал и теплота образования воды составляет 68 300 кал.

Следовательно для реакции



$$Q_p' = (6 \cdot 94\,300) + (3 \cdot 68\,300) - 790\,200 = -19\,500 \text{ кал.}$$

Зависимость теплоты реакции от температуры. Теплота реакции при постоянном давлении изменяется с температурой в соответствии с уравнением

$$\frac{dQ_p'}{dT} = C_{p1} - C_{p2} = \Delta C_p \quad (15)$$

где ΔC_p — разность между суммами теплоемкостей реагирующих веществ и соответственно продуктов реакции. Аналогично этому теплота реакции при постоянном объеме определяется уравнением

$$\frac{dQ_v'}{dT} = \Delta C_v$$

Температурная зависимость теплоемкости веществ, участвующих в химической реакции, может быть в большинстве случаев с достаточной точностью выражена алгебраическим уравнением вида

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + \dots \quad (16)$$

Следовательно для химической реакции, для которой молекулярные теплоемкости участвующих в ней веществ известны как функции температуры, можно составить уравнение:

$$\Delta C_p = \Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 + \Delta dT^3 + \dots \quad (17)$$

где Δa , Δb , Δc , Δd , ... представляют собой алгебраические разности этих постоянных в соответствующих уравнениях теплоемкостей видовых веществ¹.

¹ Ср. Lewis и Randall, Thermodynamics, стр. 103. Необходимо заметить, что термодинамическая школа Lewis и Randall обозначает теплоту, выделенную системой, отрицательной, а теплоту поглощаемую — положительной. При этом обозначении $Q_p' = \Delta H$ и уравнение (15) примет следующий вид:

$$\left(\frac{d\Delta H}{dT}\right)_p = C_{p1} - C_{p2} = \Delta C_p,$$

где ΔC_p обозначает сумму теплоемкостей продуктов реакции минус сумму теплоемкостей реагирующих продуктов.

Путем подстановки полученного соотношения в уравнение (15) и последующего интегрирования получаем:

$$Q_p' = Q_0' + \Delta aT + \frac{1}{2}\Delta bT^2 + \frac{1}{3}\Delta cT^3 + \dots, \quad (18)$$

где Q_0' представляет собой постоянную интегрирования, которая соответствует теплоте реакции при абсолютном нуле, если эмпирические уравнения для теплоемкости сохраняют свою точность до этой температуры. Так как в действительности это редко имеет место, то Q_0' обычно определяется из известной величины теплоты реакции при какой-нибудь одной температуре. Это уравнение имеет большое значение для расчета химических равновесий.

Пример. Рассчитать теплоту реакции $\frac{1}{2}N_2 + \frac{3}{2}H_2 = NH_3$, если теплота этой реакции при 0° равна 11 000 кал.

Решение. Уравнения для соответствующих теплоемкостей имеют следующий вид:

$$NH_3: C_p = 8,64 + 0,0007T + 0,0000051T^2,$$

$$H_2: C_p = 6,50 + 0,0009T,$$

$$N_2: C_p = 6,50 + 0,0010T.$$

Отсюда

$$\Delta C_p = (3/2 C_{p_{NH_3}} + 1/2 C_{p_{N_2}} - C_{p_{H_2}}) = 4,96 + 0,00115T - 0,0000051T^2.$$

Теплота реакции как функции температуры может быть выражена следовательно в виде:

$$Q_p' = Q_0' + 4,96T + 0,000575T^2 - 0,0000017T^3.$$

Подставляя в это уравнение $Q_{273^\circ K}' = 11\,000$, получаем, что Q_0' приблизительно равно 9 600 кал. Следовательно

$$Q_p' = 9\,600 + 4,96T + 0,000575T^2 - 0,0000017T^3.$$

Это уравнение дает для температуры $932^\circ K$ ($659^\circ C$) величину теплоты реакции, равную 13 300 кал.

Теплота растворения

Общая (интегральная) и парциальная (дифференциальная) теплоты растворения. Общей или интегральной теплотой растворения называется количество тепла, которое выделяется или поглощается при растворении 1 моля вещества в определенном количестве растворителя, необходимом для образования раствора данной концентрации. Парциальной или дифференциальной теплотой растворения называется отнесенное к 1 молю растворенного вещества количество тепла, выделяющегося или поглощающегося при растворении бесконечно малого количества растворенного вещества в растворе данной концентрации. В очень разбавленных растворах величины дифференциальной и интегральной теплот растворения равны между собой. Под общим термином „теплота растворения“ обычно понимают количество тепла, выделяющегося или поглощающегося при растворении 1 моля данного вещества в бесконечно большом количестве растворителя.

Дифференциальная и интегральная теплоты разбавления. Дифференциальная теплота разбавления может быть

определена как количество тепла, выделяющегося или поглощающегося, когда 1 моль растворителя прибавляется к бесконечно большому количеству раствора данной концентрации.

Если количество раствора данной концентрации, содержащее 1 моль растворенного вещества, смешивается с бесконечно большим количеством чистого растворителя, то теплота, выделяющаяся или поглощающаяся при этом, называется интегральной теплотой разбавления.

Растворение газов в жидкостях всегда сопровождается выделением, а растворение твердых веществ обычно поглощением тепла.

Интегральные теплоты растворения являются величинами, обычно приводимыми в литературе, и соответствующие данные известны для значительного количества растворенных веществ и растворителей. Если интегральная теплота известна как функция концентрации, то дифференциальная теплота растворения может быть из нее определена.

Более подробное рассмотрение этого вопроса выходит за пределы этой книги и здесь может быть указана лишь соответствующая литература: Тейлор, Физическая химия (русский перевод), 525 с., М. 1935; Lewis и Randall, Thermodynamics, стр. 89, Mc Graw-Hill, New York 1923 и другие курсы.

Для малорастворимых твердых веществ интегральная теплота растворения может быть приближенно рассчитана из величины растворимости при двух температурах с помощью соотношения

$$H_s = \frac{4,575T_1T_2}{T_1 - T_2} \lg \frac{C_1}{C_2},$$

где C_1 и C_2 — соответственно растворимости при температурах T_1 и T_2 .

Теплоты адсорбции и смачивания

Общая (интегральная) и дифференциальная теплоты. Адсорбция газов и паров на поверхности твердых тел сопровождается выделением тепла. Теплота адсорбции изменяется с изменением доли поверхности, занятой адсорбированным газом. Общей, или интегральной, теплотой адсорбции называется количество тепла, выделяющегося при адсорбции определенного количества газа на свободной от газа (bare) поверхности, в то время как дифференциальной теплотой адсорбции называется количество тепла, выделяющегося при адсорбции 1 моля газа большим количеством адсорбента, предварительно уже адсорбировавшего количество газа, соответствующее равновесию при данном давлении. Теплота адсорбции нормально уменьшается, когда адсорбируются дополнительные количества газа, однако в известных случаях [Fryling, J. Phys. Chem. 30, 818 (1927); Taylor и Kistiakowsky, Ztschr. phys. Chem., 125, 341 (1927)] было найдено, что низкая начальная теплота адсорбции увеличивается до некоторого максимума и затем падает. Lamb и Coallidge [J. Am. Chem. Soc. 42, 1146 (1920)] для случая адсорбции некоторых органических паров на угле получили почти линейное отношение между теплотой адсорбции и количеством адсорбированного пара. В общем теплота адсорбции больше, чем теплота сжигания и разложения.

между ними бывает велика, в частности в случае поверхностно активных катализаторов. Выделение тепла, сопровождающее адсорбцию газов и паров твердыми телами, может быть связано с температурным коэффициентом адсорбции уравнением Клаузиуса-Клапейрона. Это уравнение применяется в данном случае в форме

$$\ln \frac{p_2}{p_1} = \frac{\Delta H_{ad}}{R} \left(\frac{T_2 - T_1}{T_1 T_2} \right),$$

где p_1 и p_2 — равновесные давления в газовой фазе, соответствующие адсорбции одного и того же определенного количества газа при температурах соответственно T_1 и T_2 и ΔH_{ad} — изостерическая теплота адсорбции. Термин „изостерическая теплота адсорбции“ обозначает, что эта теплота рассчитана из изменения давления с температурой при постоянном количестве адсорбированного газа, а не из изменения с температурой количества адсорбированного газа при постоянном давлении. Дальнейшие сведения по этому вопросу и рассмотрение значения такого расчета могут быть найдены у Фрейндлиха (Freundlich, Kapillarchemie, 2 Bände, 4 Aufl. 1932). Этот метод не должен однако применяться для расчета теплоты адсорбции недостаточно осмотрительно, в частности в случае поверхностно активных катализаторов. До его применения необходимо в должной степени ознакомиться со специальным рассмотрением этого вопроса.

Теплота смачивания. Теплота, выделяющаяся или поглощающаяся, когда жидкость входит в соприкосновение с твердой поверхностью, известна под названием теплоты смачивания. Данные для нее известны для некоторых твердых веществ и жидкостей. Теплота смачивания пропорциональна величине взятой поверхности и зависит от природы этой поверхности твердого тела и жидкости.

III. РАСТВОРЫ

Растворимость газов в жидкостях. Закон Генри. Закон Генри может быть выражен следующим образом: при постоянной температуре количество (масса) газа, растворяющегося в определенном объеме жидкости, пропорционально давлению газа или $m = kP$, где m — масса газа, растворяющегося при давлении P . По газовым законам следует отсюда, что объем адсорбирующегося газа не зависит от давления.

Закон Генри является частным случаем общего закона распределения и может быть выражен в другой форме. В применении к упругости пара летучего растворенного вещества над его разбавленным раствором он обычно выражается в виде $p = kx_1$, где x_1 — молекулярная доля растворенного вещества в растворе, p — парциальное упругое давление пара растворенного вещества над раствором и k — константа, которая зависит от температуры и природы раствора. При выражении состава раствора в концентрациях $p = k_1 C_1$, где C_1 — концентрация растворенного газа. Численное значение коэффициента k закона Генри зависит от единиц, в которых выражены давления и концентрации. Закон может быть применен к упругости пара летучей жидкости, растворенной в другой жидкости, или к растворам газов в жидкостях. Растворимость газов в жидкостях обычно выражается величиной коэффициента абсорбции, который определяется как объем газа (0°, 760 мм рт. ст.), поглощаемого одним объемом жидкости при температуре T и парциальном давлении газа, равном 1 ат.

Закон Генри соблюдается для индивидуальных компонентов газовой смеси так же хорошо, как и для одного чистого газа, так что количество (масса) каждого данного растворенного компонента пропорционально его парциальному давлению, а не общему давлению газовой смеси.

Закон Генри соблюдается более точно в разбавленных растворах и при давлениях достаточно низких, чтобы газ следовал законам идеальных газов. Отклонения от него увеличиваются с повышением концентраций газа в каждой из фаз. Если растворенное вещество претерпевает при растворении изменение, как например диссоциацию, ассоциацию или соединение с растворителем, то наблюдаемые отклонения бывают велики. Такие газы, как например аммиак, сернистый газ и хлористый водород в случае водных растворов отклоняются от закона Генри, в то время как постоянные газы, как водород, азот, кислород и метан, следуют ему строго. Водные растворы аммиака при достаточном разбавлении приближаются к подчинению закону Генри, но соответствующие растворы хлористого водорода отклоняются практически на всем диапазоне концентраций. Данный газ может сильно отклоняться от закона Генри при растворении в одном растворителе и вести себя нормально в другом или может отступать от закона при низких температурах и подчиняться ему при более высоких.

Frolich с сотрудниками [Ind. Eng. Chem. 23, 543 (1931)] св. также Goodman и Krase, Ind. Eng. Chem. 23, 401 (1931)] установили, что

экспериментальных данных, что если газ не соединяется химически с растворителем, то для расчетов растворимости с технической целью закон Генри может применяться на широком диапазоне давлений. В случае растворов постоянных газов (H_2 , N_2 , CH_4 и т. д.) в различных растворителях, как-то: в воде, этиловом спирте, пропане, бензоле и газойле, растворимости их при высоких давлениях могут быть удовлетворительно рассчитаны с помощью закона Генри из экспериментально измеренной растворимости при атмосферном давлении. Применение этого закона к сравнительно легко конденсирующимся газам, как например к пропану, этилену и сероводороду, дает удовлетворительные результаты только на участке давлений меньших половины или двух третей давления насыщенного пара их при данной температуре.

Закон Рауля. По закону Рауля упругость пара растворителя над раствором при равновесии пропорциональна его содержанию, выраженному в молекулярных долях x_0 , так что

$$p = x_0 P_0,$$

где p — упругость пара растворителя над раствором и P_0 — упругость пара растворителя в чистом виде при той же температуре. При выражении в величинах относительного понижения упругости пара чистого растворителя, вызываемого растворенным веществом, этот закон может быть представлен в форме:

$$\frac{P_0 - p}{P_0} = \frac{n_1}{n_1 + n_0} = x_1$$

где x_1 — молекулярная доля (молярная дробь) растворенного вещества в растворе, и n_1 и n_0 — число молей соответственно растворенного вещества и растворителя. Следует заметить, что закон Рауля в общем случае отличается от закона Генри величиной коэффициента пропорциональности.

Когда растворенное вещество не летуче, то упругость пара растворителя над раствором является очевидно в то же время общей упругостью насыщенного пара раствора, в то время как если растворенное вещество летуче, как например в случае смеси летучих жидкостей, общая упругость насыщенного пара раствора равна сумме парциальных упругостей пара (парциальных давлений) растворенного вещества и растворителя над этим раствором. В последнем случае закон Рауля может рассматриваться применимым к растворителю и закон Генри — к растворенному веществу¹.

Закон Рауля может рассматриваться как предельный закон, относящийся в общем случае только к разбавленным идеальным растворам².

¹ Когда компоненты раствора могут присутствовать во всех соотношениях, как например в случае вполне смешивающихся жидкостей, принято рассматривать в качестве растворенного вещества компонент, присутствующий в относительно меньшем количестве.

² G. G. G. [J. Am. Chem. Soc. 52, 4191 (1930)] недавно нашел из экспериментальных измерений, что закон Рауля не соблюдается для некоторых весьма разбавленных растворов, как например в случае раствора воды в бензоле. По его мнению весьма вероятно, что он вообще не применим в особенно разбавленных растворах. Однако такие очень разбавленные растворы редко имеют практическое значение.

В концентрированных растворах нелетучих растворенных веществ и в частности в растворах электролитов отклонения от этого закона бывают большими. Понижение упругости пара в случае растворов электролитов всегда бывает больше, чем рассчитанное из их молекулярного веса. Электролитическая диссоциация растворенного вещества может быть приближенно учтена, если степень диссоциации известна.

Относительная упругость пара p/P_0 для данного раствора при постоянной его концентрации почти совсем не зависит от температуры для концентраций примерно до 20%. Этот факт имеет большое значение для технических расчетов (В. Уокер, В. Льюис, В. Мак-Адамс, Типовая химическая аппаратура, Л. 1933).

Некоторые смеси летучих жидкостей, как например бензол-толуол, очень мало отклоняются от закона Рауля при всех составах от 0 до 100%. Как правило, отклонение от него в случае смесей углеводородов, членов одного гомологического ряда, стереоизомеров и тому подобных систем бывает очень малы, и ими можно пренебречь при большинстве технических расчетов. Смеси алифатических и ароматических органических соединений и в особенности такие смеси, как бензол-этиловый спирт, спирт-вода, хлороформ-ацетон и т. д., дают значительные отклонения.

Применения этих законов рассматриваются в других отделах справочника.

Повышение температуры кипения при растворении нелетучего вещества. Так как растворение нелетучего вещества понижает упругость пара чистой жидкости, то температура кипения получающегося раствора бывает выше, чем температура кипения чистого растворителя. Предполагая применимость закона Рауля, можно вывести для этого явления следующее соотношение:

$$\Delta T = T - T_0 = \frac{P_0}{dP_0/dT_0} (x_1)$$

или

$$\Delta T = K x_1,$$

где ΔT — повышение температуры кипения, x_1 — молекулярная доля растворенного вещества в растворе, P_0 — упругость пара чистого растворителя при его температуре кипения T_0 , а K — постоянная.

Так как для очень разбавленных растворов можно приближенно принять $x_1 = n_1/n_0$, то

$$\Delta T = \frac{K n_1}{n_0}$$

Фактор пропорциональности K_0 является характерным для растворителя и не зависит от природы растворенного вещества. Он выражает собой повышение температуры кипения, отнесенное к 1 молю растворенного вещества в 1 моле растворителя. K_0 может быть определено экспериментально или рассчитано из уравнения Клаузиуса-Клапейрона. В последнем случае

$$K_0 = \frac{RT_0^2}{(ML_r)} \quad \text{и} \quad \Delta T = \frac{RT_0^2}{(ML_r)} (x_1),$$

где ML_p — молекулярная скрытая теплота испарения чистого растворителя при его температуре кипения T_0 . Для удобства эта константа выражается обычно молекулярным повышением температуры кипения, отнесенным к 1 моль растворенного вещества, но не на 1 моль растворителя, а на 1000 г его; в этом виде она обычно и приводится в литературе (иногда эту же величину относят к 100 г растворителя).

Эти соотношения являются точными только для очень разбавленных растворов, а в случае растворов электролитов необходимо внесение соответствующей поправки на диссоциацию. Для концентрированных растворов в пределах концентраций, обычно встречающихся на практике, повышение температуры кипения, рассчитанное таким образом, может отличаться от найденного экспериментально на несколько сотен процентов.

Температура кипения концентрированных водных растворов может быть определена с достаточной точностью для области обычных давлений и температур из небольшого количества экспериментальных данных с помощью правила Дюринга (стр. 32). Линия Дюринга, представляющая температуру кипения раствора при различных давлениях как функцию температуры кипения воды при тех же давлениях, строится по двум предварительно известным точкам для каждой отдельной концентрации из охватывающих желаемый участок.

Зная температуру кипения воды при нужном давлении, можно определить по этому графику и температуру кипения раствора нужной концентрации. Концентрации, промежуточные между теми, для которых эти линии были построены, могут быть определены интерполированием. Такое построение можно произвести для большинства обычно встречающихся растворов, как например для растворов солей (В. Бэдджер и В. Мак-Кэб, Основные процессы и аппараты химических производств, стр. 147, Химтехиздат, М. 1933) и едкого натра [Baker и Waite, Chem. Met. Eng. 25, № 25 (1921); Adams и Richards, Ind. Eng. Chem. 20, 470 (1928)].

Понижение температуры замерзания. Температурой замерзания раствора называется температура, при которой твердый растворитель и раствор находятся в равновесии. Эта температура всегда бывает ниже, чем температура замерзания чистого растворителя. Нормально твердое вещество, выделяющееся из раствора при замерзании, бывает чистым растворителем.

Так как упругость пара твердого растворителя и растворителя в растворе должны быть в точке замерзания равны, то из рассмотрения температурной зависимости упругости насыщенного пара растворителя в жидком и твердом состояниях и раствора и из уравнения Клаузиуса-Клапейрона может быть выведено следующее соотношение:

$$\frac{P_0 - P}{T_0 - T} = \frac{(ML_p)P}{RT^2}.$$

Здесь P_0 представляет собой упругость насыщенного пара чистого растворителя при его температуре замерзания T_0 , P — упругость пара раствора при температуре T , T — температура замерзания раствора и ML_p — молекулярная скрытая теплота плавления твердого растворителя. Из закона Рауля $(P_0 - P) : P = x_1$ следует, что

$$-\Delta T_f = T_0 - T = \frac{RT^2}{(ML_p)} x_1.$$

или

$$-\Delta T = K_f x_1,$$

где x_1 — молекулярная доля растворенного вещества в растворе и K_f — криоскопическая постоянная, характерная для данного растворителя. Криоскопическая постоянная, обычно даваемая в литературе, определяет собой величину понижения температуры замерзания, вызываемого 1 молекул растворенного вещества на 1000 г растворителя.

$$K_f = RT_f^2 : 1000 L_f.$$

Приведенное соотношение применимо строго только для разбавленных растворов, где соблюдается закон Рауля и другие сделанные выше допущения. Понижение температуры замерзания концентрированных растворов на основании их рассчитано быть не может.

Эти соотношения для изменения температуры кипения и температуры замерзания с успехом применяются для определения молекулярного веса летучих растворенных веществ из наблюдения за изменением этих температур в разбавленных растворах. Молекулярный вес равен $mK : \Delta T$, где m — представляет собою число граммов растворенного вещества на 1000 г растворителя во взятом растворе, ΔT — соответствующее изменение температур кипения или замерзания и K — соответствующая молекулярная (эбулиоскопическая или криоскопическая) постоянная.

Растворимость твердых веществ в жидкостях. До настоящего времени еще не существует удовлетворительного метода для расчета того предела, до которого будет растворяться какое-нибудь твердое вещество в данной жидкости. Были сделаны попытки предсказать растворимость неэлектролитов по данным упругости пара и теплотого эффекта, но они не нашли практического применения и не могут рассматриваться здесь.

Растворимость данного твердого вещества зависит от температуры, от природы жидкого растворителя и от природы самого твердого вещества. Как общее правило, растворимость твердого вещества в жидкости обычно увеличивается с повышением температуры, однако скорость этого увеличения весьма сильно различается для различных твердых веществ, и в известных случаях растворимость на некотором участке даже уменьшается при повышении температуры. Например растворимость сульфата кальция выше 40°, сульфата натрия ниже 33° и 100° и гидрата окиси кальция уменьшается с повышением температуры. Кривые растворимости — температуры обычно бывают плавными, однако в некоторых случаях имеет место излом кривой. Эти случаи обычно связаны с существованием различных гидратных форм твердого вещества. Различные гидраты устойчивы в различных участках температуры, и это приводит к различной зависимости растворимости от температуры (например Na_2SO_4 и $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$).

Относительно специфического влияния природы твердого вещества и жидкости на растворимость известно еще мало. В общем водородные химические более близкие между собой, показывают значительное взаимное растворяющее действие. Растворимость электролитов, так например неорганических солей, в органических жидкостях обычно мала по абсолютной величине и значительно различается в воде. Если скрытые теплоты плавления не слишком различны, то

из двух твердых веществ вещество, имеющее более высокую температуру плавления, обычно менее растворимо при данной температуре, чем вещество, обладающее более низкой температурой плавления.

Растворимость твердого вещества, а также и скорость растворения несколько увеличиваются с уменьшением величины частиц его.

Влияние давления на растворимость твердого вещества в жидкости очень мало. По Вант-Гоффу растворимость хлористого аммония, при растворении которого происходит увеличение объема, возрастает на 1% при повышении давления на 160 ат, в то время как для сульфата меди, при растворении которого происходит уменьшение объема, растворимость повышается примерно на 3% на 60 ат. Давления до 2000—3000 ат, как правило, имеют очень слабое влияние на растворимость неорганических веществ. Для органических веществ изменение растворимости с давлением значительно больше. В некоторых случаях растворимость уменьшается на 20—25% при повышении давления до 1000 ат.

Эффект высаливания. Когда какой-нибудь электролит (соль) прибавляется к водному раствору неэлектролита, как например водорода, эфира, то растворимость последнего обычно уменьшается. Взаимная растворимость двух таких жидкостей, как эфир и вода, уменьшается от прибавления солей, как например хлористого натрия или сульфата натрия. Это явление называется «высаливающим эффектом». Этот эффект очень сложен и является характерным свойством и электролита и высаливаемого вещества. Уменьшение растворимости, вызываемое электролитом, часто на значительном участке концентраций (приблизительно до 4,0 молярного) подчиняется следующему эмпирическому соотношению:

$$\ln \left(\frac{S}{S_0} \right) = k_s C.$$

Здесь S представляет собой растворимость в растворе электролита концентрации C , S_0 — соответствующая растворимость в чистой воде и k_s — константа для каждого данного электролита при высаливании каждого отдельного неэлектролита.

Распределение растворенного вещества между жидкими фазами. При постоянной температуре отношение равновесных концентраций растворенного вещества, распределенного между двумя несмешивающимися растворителями, является постоянным, независимо от общего количества взятого вещества. Это соотношение может быть выражено следующим образом:

$$\frac{C_a}{C_b} = K,$$

где C_a и C_b — концентрации растворенного вещества в двух жидких фазах и K — константа, называемая коэффициентом распределения. Хотя величины, выражающие состав в молекулярных долях, также могут быть употреблены в этом соотношении распределения, однако более часто в этом случае пользуются выражением концентраций в молях на 1000 см³ растворителя. В своей общей форме закон распределения применим к распределению между любыми двумя фазами, а не только между двумя жидкостями и включает в себя также и закон Генри (стр. 51).

Закон распределения соблюдается более точно в разбавленных растворах, однако приближенно он применим для концентрированных растворов до одномолярной (или однонормальной), а в некоторых случаях при технических расчетах его можно применять даже и при значительно более высоких концентрациях. Это соотношение, как указывалось выше, соблюдается только в тех случаях, когда растворенное вещество имеет одинаковый молекулярный вес в обеих фазах, и в том же случае не происходит диссоциации или ассоциации. В тех же случаях, когда которая-нибудь из них имеет место в той или другой жидкости, то необходимо внести соответствующую поправку. Так, если какое-нибудь растворенное вещество существует в одной из фаз полностью в виде недиссоциированных молекул, а в другой ассоциируется в двойные молекулы, то закон распределения принимает форму:

$$K' = \frac{C_b}{\sqrt{C_a}},$$

или если растворенное вещество частично диссоциировано в одной из фаз и полностью недиссоциировано в другой, то

$$K'' = \frac{C_a(1-\alpha)}{C_b},$$

где α — соответствующая степень диссоциации. Подобные же специальные формы этого соотношения могут быть выведены и для других возможных случаев.

Так как растворимость данного твердого вещества в различных растворителях зависит от температуры в различной степени, то очевидно, что изменение температуры будет влиять на коэффициент распределения. Эти изменения обычно бывают малы, но встречаются и исключения из этого правила. Влияние давления на отношение распределения ничтожно мало.

Присутствие вещества, растворимого только в одном из двух растворителей, соответственно изменяет величину коэффициента распределения. Это явление используется для частичного разделения постоянно кипящих (азеотропных) жидких смесей перегонкой. Распределение данного компонента между жидкостью и паром изменяется от прибавления другого вещества, растворимого только в одной из этих двух жидкостей.

Экстракция. Процесс экстракции основан на законе распределения. Отделение органического вещества от неорганического, находящегося в водном растворе, легко осуществляется извлечением первого из него из водного раствора с помощью подходящего органического растворителя, в котором извлекаемое органическое вещество растворимо. Когда экстрагируемое вещество диссоциировано, достигаемое выделение часто увеличивается путем прибавления некоторых других материалов, которые уменьшают его диссоциацию. Так, например, выделение какого-нибудь органического основания облегчается прибавлением сильного неорганического основания.

Эффективность выделения в данном экстракционном процессе получается выше, если некоторое данное количество экстрагируемой жидкости применяется не в виде одной порции сразу, а разделяется на несколько порций. Число экстракций и вес m , экстрагируемого

иго материала, остающегося после n -й экстракции, связываются выражением:

$$m_n = m_0 \left[\frac{kV}{kV + B} \right]^n,$$

где m_0 представляет собой вес материала, первоначально находившегося в объеме V раствора, k — коэффициент распределения и B — объем экстрагирующей жидкости, применяемой в каждой экстракции. Как показывает это уравнение, количество материала, остающегося неэкстрагированным, будет тем меньше, чем больше k и число экстракций.

Бинарные жидкие смеси

Подробное рассмотрение этого вопроса можно найти в отделе дистилляции и в книге Робинзон „Основные начала дробной перегонки“, Харьков 1930.

Жидкие смеси могут быть разделены на три группы:

- 1) полностью смешивающиеся, как например бензол и толуол;
- 2) частично смешивающиеся, как например вода и эфир и
- 3) полностью несмешивающиеся, как например вода и бензол.

Однако две жидкости могут частично смешиваться при одной температуре и полностью смешиваться при более высокой.

Упругость пара и температуры кипения. Двухкомпонентные смеси взаимно вполне растворимых жидкостей показывают кривые зависимости упругости пара от состава, трех типов.

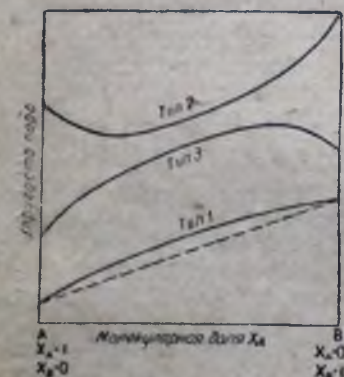


Рис. 4. Зависимость упругости пара смеси от состава при постоянной температуре для трех типов жидких смесей. Пунктирная линия представляет смесь, подчиняющуюся закону Рауля для всех составов.

Тип 3. В этом типе смесей существует некоторая смесь определенного состава, которая обладает упругостью пара большей, чем таковая для любой другой концентрации и для чистых компонентов (максимум упругости пара). Смеси этого состава имеют соответственно минимальную температуру кипения.

Тип 1. Упругость пара смеси любого состава имеет величину, промежуточную между упругостями пара компонентов в чистом виде при той же температуре. Соответственно и температуры кипения таких смесей лежат между температурами кипения чистых компонентов.

Тип 2. В этом типе существует некоторая смесь определенного состава (постоянно кипящая смесь), упругость пара которой меньше, чем для смесей всех других концентраций и каждого из компонентов в чистом виде (минимум упругости пара). Температура кипения смесей этого типа на некотором определенном участке концентраций лежит выше, чем каждого из чистых компонентов, и постоянно кипящая смесь имеет наивысшую температуру кипения.

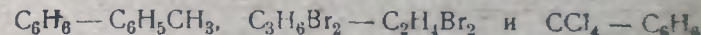
Кривые зависимости упругости пара и температур кипения от состава для этих трех типов смесей показаны на рис. 4 и 5. Только смеси первого типа могут быть разделены фракционированной перегонкой на свои компоненты в чистом виде. Для смесей же второго и третьего типа полная разгонка приводит к разделению их на постоянно кипящую смесь и один или другой из чистых компонентов в зависимости от состава исходной смеси. В случае постоянно кипящей смеси состав жидкости равен составу пара. Такие смеси называются *azeotropными*.

Состав пара, находящегося в равновесии с жидкой смесью, находится в определенном соотношении с составом этой смеси. Смеси



Рис. 5. Зависимость температуры кипения от состава при постоянном давлении для трех типов смесей. Точки D и E представляют постоянно кипящие смеси.

некоторых классов летучих жидкостей, которые подходят под первый тип, как например



строго следуют закону Рауля на всем участке составов от 0 до 100%. В этом случае парциальные упругости паров и общая упругость пара являются линейными функциями состава, выраженного в молекулярных долях или процентах, и могут быть рассчитаны из кривых зависимости упругости насыщенного пара от температуры для чистых компонентов и из состава жидкости по закону Рауля. Так же могут быть рассчитаны и температуры кипения их и состав равновесного пара. Независимо от типа смеси, в тех случаях, когда один из компонентов присутствует в большом избытке относительно другого (разбавленный раствор), первый из них (растворитель) подчиняется закону Рауля, а другой (растворенное вещество) закону Генри. В случаях, когда смеси не следуют закону Рауля, кривая зависимости упругости пара от состава и соотношение между составом жидкости и пара могут быть определены только экспериментально.

Диаграмма зависимости упругости пара и температуры кипения от состава смеси по закону Рауля. Упругость пара. Пусть P_A и P_B представляют собой упругости насыщенного пара чистых компонентов A и B при некоторой температуре t , а p_A и p_B — их парциальные упругости пара для смеси с x и y — молекулярные доли компонента A соответственно в жидкости и паре.

Тогда

и

$$p_a = xP_a,$$

$$p_b = (1-x)P_b,$$

$$p_a + p_b = P,$$

где P — общая упругость насыщенного пара смеси.

Величины p_a , p_b и P могут следовательно быть рассчитаны для ряда значений x между 0 и 1. Расчет может быть произведен графическим путем, как показано на рис. 6. На этой диаграмме величина P_b отложена на левой ординате, где $x=0$ и величина P_a — на правой ординате, где $x=1$. Прямая, соединяющая эти точки, дает общую упругость насыщенного пара смеси при данной температуре как функ-

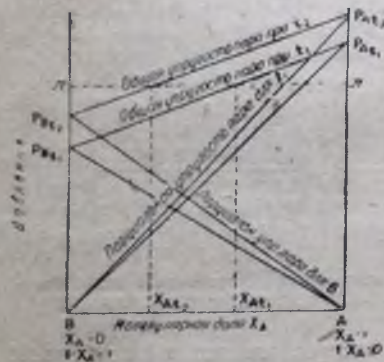


Рис. 6. Зависимость упругости пара от состава для бинарных смесей, подчиняющихся закону Рауля. Линия ac представляет постоянное внешнее давление. Точки X_{At_2} и X_{At_1} представляют составы смесей, кипящих при этом постоянном внешнем давлении соответственно при температурах t_2 и t_1 .

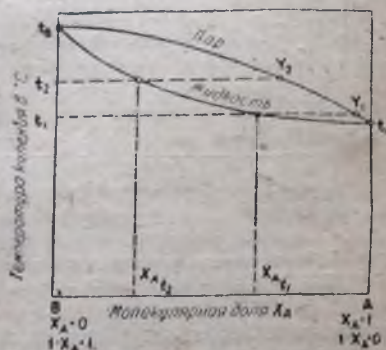


Рис. 7. Кривая зависимости температур кипения от состава, построенная по кривым упругости пара рис. 6. Точки Y_2 и Y_1 представляют состав пара, соответствующий смесям состава X_{At_2} и X_{At_1} .

цию состава смеси x . Прямые, соединяющие P_b с точкой абсциссы, для которой $x=1$ и P_a с точкой, для которой $x=0$, дают соответственно величины p_a и p_b как функции состава.

Соотношение между составами пара y и жидкости x выражается в виде

$$y = \frac{xP_a}{P} \quad (19)$$

и для компонента B в виде

$$1-y = \frac{(1-x)P_b}{P}.$$

* При рассмотрении различных вопросов, связанных с упругостью пара жидких смесей и растворов, а также и некоторых других свойств их, часто бывает весьма полезным применение введенных

Льюисом величин активности и коэффициента активности. Строгое определение этих величин рассматривается в современных курсах термодинамики. Здесь же полезно отметить лишь, что для областей невысоких упругостей пара, когда пары можно принять подчиняющимися законам идеальных газов, активность (a) данного компонента в растворе данного состава определяется через парциальную упругость пара его P_b и упругость насыщенного пара его в чистом виде при этой температуре P_b соотношением

$$a = \frac{P_b}{P_b^0}.$$

Таким образом активность здесь определяет собой выраженное в молекулярных долях содержание данного компонента в смеси, которое ему следовало бы приписать, судя по величине его парциальной упругости пара, если допустить, что он следует при этом закону Рауля. Для смесей, действительно подчиняющихся закону Рауля, активность данного компонента равняется следовательно содержанию его в смеси, выраженному в молекулярных долях. Для смесей же, отступающих от идеальности, эти величины будут соответственно отличаться одна от другой. Их отношение характеризует собой степень отклонения данного компонента от закона Рауля и называется коэффициентом активности. *Доб. ред.*

Кривая температур кипения. Ряд кривых общей упругости насыщенного пара для температур, лежащих между температурами кипения чистых компонентов при желаемом давлении, отложен на рис. 6. Составы смесей, имеющих при каждой данной температуре общую упругость насыщенного пара равной данному внешнему давлению, могут быть отсчитаны непосредственно из этой диаграммы. Если теперь соответствующим образом отложить на новой диаграмме эти составы и отвечающие им температуры кипения (рис. 7), то можно получить кривую, связывающую состав смеси и температуру кипения ее при данном давлении. Составы смесей, которые имеют общую упругость насыщенного пара равной внешнему давлению P при какой-нибудь температуре, выраженные в молекулярных процентах, могут быть рассчитаны для ряда температур также из соотношения:

$$M = 100x' = 100 \left(\frac{P_b - P}{P_b - P_a} \right).$$

Состав пара, соответствующий составу жидкости при каждой данной температуре кипения, может быть рассчитан из соотношения, выраженного уравнением (19). Отложенный как функция температуры, он дает соответствующую кривую зависимости состава пара от температуры (рис. 7).

Летучесть (Volatility). Для чистого вещества летучесть обычно рассматривается как синоним упругости пара. Более точно она определяется как парциальная упругость пара данного компонента над соответствующей жидкой смесью, деленная на его содержание в этой смеси, выраженное в молекулярных долях. При таком определении летучесть чистого вещества равняется следовательно упругости его насыщенного пара. Летучесть какого-нибудь вещества в смеси зависит от его концентрации и от природы смеси. Если какой-нибудь данный

компонент подчиняется закону Рауля, то летучесть его будет нормальной (постоянной).

Относительной летучестью (relative volatility) называется отношение соответствующих летучестей двух компонентов смеси. В бинарной смеси относительная летучесть равна следовательно $\frac{(1-x)y}{x(1-y)}$, где x и $1-x$, y и $1-y$ соответственно молекулярные доли компонентов в жидкости и в парах. Если смесь следует закону Рауля, то

$$\frac{(1-x)y}{x(1-y)} = \frac{P_1}{P_2},$$

где P_1 и P_2 — упругости пара чистых компонентов. Так как в азеотропной смеси составы жидкости и пара равны, то относительная летучесть в ней равна единице. Относительные летучести являются наиболее важным фактором, определяющим собой легкость, с которой данная смесь может быть разделена на компоненты путем перегонки.

Частично смешивающиеся жидкости. Если присутствуют две жидкие фазы (слой, состоящий из раствора компонента А в компоненте В, и другой, состоящий из раствора В в А), то общая упругость пара, а следовательно и температура кипения любой смеси двух данных частично смешивающихся жидкостей бывают постоянны. После исчезновения одной из фаз (т. е. если один из компонентов присутствует в количестве меньшем, чем количество его, необходимое для насыщения им второго компонента), смесь следует тем же общим правилам, как и смесь вполне смешивающихся компонентов.

Несмешивающиеся жидкости. Две вполне взаимно нерастворимые жидкости всегда образуют два индивидуальных слоя, и при равновесии парциальная упругость пара каждой жидкости над смесью равна упругости насыщенного пара чистого компонента при той же температуре. Общая упругость пара такой смеси равна сумме упругостей насыщенного пара чистых компонентов, и температура кипения смеси постоянна и меньше, чем температура кипения каждого из компонентов в чистом состоянии при том же давлении. Отношение молекулярных концентраций компонентов в парах равно отношению их упругостей насыщенного пара при данной температуре, так что $\frac{n_a}{n_b} = \frac{P_a}{P_b}$.

IV. ХИМИЧЕСКОЕ РАВНОВЕСИЕ

1. ГОМОГЕННЫЕ СИСТЕМЫ

Все химические реакции можно считать обратимыми, т. е. с той или иной скоростью протекающими до состояния равновесия, в котором уже в дальнейшем не происходит заметных изменений системы. Это состояние является динамическим равновесием, при котором скорости реакций, идущих в противоположных направлениях, равны. Для большинства реакций равновесное состояние сдвинуто далеко в ту или иную сторону от положения, соответствующего превращению половины исходных веществ.

Закон действующих масс. Закон действующих масс применительно к скоростям химических реакций был впервые установлен Гольдбергом и Вааге в следующем виде: скорость химической реакции пропорциональна активным массам реагирующих веществ. В случае газов и растворов активной массой можно считать молярные концентрации; для твердых веществ молярные концентрации считаются постоянными.

Для обратимой реакции в состоянии равновесия скорости прямой и обратной реакции можно принять равными; это позволяет по закону Гольдберга и Вааге вывести закон действующих масс применительно к равновесию. Согласно этому закону отношение произведения равновесных концентраций продуктов реакции к произведению таковых же концентраций исходных веществ есть величина постоянная. В общем виде для реакции



закон действующих масс выражается:

$$K = \frac{C_D^{n_1'} \cdot C_E^{n_2'}}{C_A^{n_1} \cdot C_B^{n_2}},$$

где n_1 , n_2 , n_1' и n_2' — число молей веществ, принимающих участие в реакции согласно стехиометрическому уравнению, а C обозначает концентрации. В случае газового равновесия вместо концентраций подставляются парциальные давления. Константа равновесия K_p , выражающая соотношение равновесных давлений, дается уравнением:

$$K_p = \frac{P_D^{n_1'} \cdot P_E^{n_2'}}{P_A^{n_1} \cdot P_B^{n_2}}.$$

За единицу давления обычно принимают атмосферу. Константа равновесия K характеризует реакцию и может быть рассмотрена, как отношение удельных скоростей (констант скоростей) прямой и обрат.

ной реакции $\frac{k_1}{k_2}$, или обратной к прямой. Величина константы зависит от температуры, но не зависит от абсолютных количеств реагирующих веществ. Числовое значение константы равновесия различно в зависимости от единиц, в которых выражены концентрации.

При вычислении константы обычно ставят в числителе концентрации продуктов реакции и в знаменателе исходных веществ.

Закон действующих масс применительно к равновесию может быть выведен на основании законов термодинамики [см. например Тейлор, Физическая химия (пер. с англ.), стр. 407 сл., Л. 1935].

Следующие примеры иллюстрируют применение константы равновесия при вычислении.

Пример 1. В смеси, содержащей 3 моля H_2 на 1 моль N_2 , в результате реакции, протекающей при постоянном давлении в 100 ат, к моменту равновесия образуется 0,5 моля аммиака. Вычислить K_p для реакции $\frac{3}{2} \text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{N}_2 \rightleftharpoons \text{NH}_3$ при той же температуре.

Решение. На каждый моль NH_3 потребляется 0,5 моля N_2 и 1,5 моля H_2 .

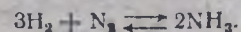
Отсюда в момент равновесия имеем в смеси:

Молей	Относительная молярная концентрация	Парциальное давление
$\text{N}_2: 1 - 0,25 = 0,75$	$0,75 : 3,5 = 0,214$	$0,214 \cdot 100 = 21,4 \text{ ат}$
$\text{H}_2: 3 - 0,75 = 2,25$	$2,25 : 3,5 = 0,644$	$0,644 \cdot 100 = 64,4 \text{ ат}$
$\text{NH}_3: = 0,50$	$0,50 : 3,5 = 0,142$	$0,142 \cdot 100 = 14,2 \text{ ат}$

Всего молей = 3,5)

$$K_p = \frac{p_{\text{NH}_3}}{p_{\text{H}_2}^{3/2} \cdot p_{\text{N}_2}^{1/2}} = \frac{14,2}{(64,4)^{3/2} \cdot (21,4)^{1/2}} = 0,00599.$$

Из значения константы для давления в 100 ат может быть вычислен равновесный состав смеси и иных исходных молекулярных соотношений при той же температуре. При высоких давлениях (в 600—1000 ат) однако вследствие отклонений от законов идеальных газов K_p значительно меняется с давлением, и результаты, вычисленные из K_p для 100 ат, верны только относительно. Следует отметить, что для реакции, написанной выше, величина K_p равна квадратному корню из K_p для реакции



Пример 2. Выразить K_p через α — объемную концентрацию метанола в равновесной смеси для синтеза метанола из водяного газа $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH}$, если исходная смесь содержит лишь CO и H_2 в стехиометрическом соотношении.

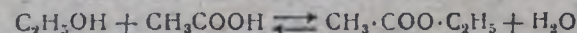
Решение. Пусть P — общее давление в реакторе. Для равновесного состояния

$$p_{\text{CH}_3\text{OH}} = \alpha P; \quad p_{\text{H}_2} = \frac{2(1-\alpha)}{3} P; \quad p_{\text{CO}} = \frac{1}{3}(1-\alpha) P.$$

Отсюда

$$K_p = \frac{p_{\text{CH}_3\text{OH}}}{p_{\text{CO}} \cdot p_{\text{H}_2}^2} = \frac{\alpha P}{\frac{1}{9}(1-\alpha)^2 \cdot \frac{4}{9}(1-\alpha)^2 P^3} = \frac{27\alpha}{4(1-\alpha)^4} \cdot \frac{1}{P^2}.$$

Пример 3. Константа равновесия этерификации этилового спирта в жидком состоянии



принимается $K_c = 4,0$.

Вычислить равновесное количество эфира, если в исходной смеси содержится 2 моля спирта, 1 моль кислоты и не содержится воды.

Решение. α — молей эфира = молей воды, образовалась к моменту равновесия. Тогда имеем в смеси:

Молей	Относительная молярная концентрация
$\text{CH}_3\text{COOH} = 1 - \alpha$	Кислоты $= \frac{1-\alpha}{3}$
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = 2 - \alpha$	Спирта $= \frac{2-\alpha}{3}$
Эфира $= \alpha$	Эфира $= \frac{\alpha}{3}$
$\text{H}_2\text{O} = \alpha$	$\text{H}_2\text{O} = \frac{\alpha}{3}$
Всего молей 3	

Отсюда:

$$K_c = \frac{C_{\text{эф}} \cdot C_{\text{H}_2\text{O}}}{C_{\text{кисл}} \cdot C_{\text{спирт}}} = 4,0 = \frac{\left(\frac{\alpha}{3}\right)\left(\frac{\alpha}{3}\right)}{\left(\frac{1-\alpha}{3}\right)\left(\frac{2-\alpha}{3}\right)} = \frac{\alpha^2}{(1-\alpha)(2-\alpha)}$$

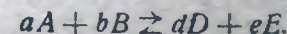
и

$$\alpha = 0,85.$$

Аналогично может быть рассчитана степень этерификации для любых других количеств и соотношений реагирующих веществ. В данном частном случае, поскольку общее число молей реагирующих веществ равно числу молей продуктов реакции, положение равновесия не зависит от объема реакционной смеси.

Соотношения между константами равновесия. Константа равновесия может выражать соотношение давлений, концентраций α или в молях/л, наконец относительных молярных концентраций (молекулярных долей).

Рассмотрим эти случаи для общего уравнения реакции:



1. Для соотношения парциальных давлений

$$K_p = \frac{p_D^d \cdot p_E^e}{p_A^a \cdot p_B^b}.$$

2. Для концентраций

$$K_c = \frac{C_D^d \cdot C_E^e}{C_A^a \cdot C_B^b}.$$

3. Для относительных молярных концентраций

$$K_x = \frac{X_D^d \cdot X_E^e}{X_A^a \cdot X_B^b}.$$

K_p имеет наибольшее применение в технических расчетах и практически только она и используется для вычисления равновесия газовых реакций.

K_c чаще всего применяется для расчета реакций в растворах. K_x используется редко. Эти константы находятся в определенном соотношении друг с другом. Для идеальных газов и идеальных растворов соотношения между K_p , K_c и K_x выражаются следующими уравнениями. P — общее давление, V — общий объем и N — общее число молей.

- (1) $K_p = (K_x)(P)^{e+d-a-b}$; или $\lg K_p = \lg K_x + (e+d-a-b) \lg P$.
 (2) $K_p = (K_c)(RT)^{e+d-a-b}$; или $\lg K_p = \lg K_c + (e+d-a-b) \lg RT$.
 (3) $K_x = (K_c) \left(\frac{RT}{P}\right)^{e+d-a-b}$; или $\lg K_x = \lg K_c + (e+d-a-b) \lg \frac{RT}{P}$.

Для жидкостей.

- (4) $K_x = (K_c) \left(\frac{V}{N}\right)^{e+d-a-b}$; или $\lg K_x = \lg K_c + (e+d-a-b) \lg \frac{V}{N}$.

При обычных величинах давления, для которых справедливы еще законы идеальных газов, приведенные соотношения в случае газовых реакций соблюдаются. При высоких же давлениях их следует считать только приближенными, так как отклонения от газовых законов в этой области значительны. В случаях равновесия в жидкой фазе общих закономерностей относительно применимости этих соотношений установить нельзя, но во всяком случае эти соотношения более пригодны для разведенных растворов.

Из приведенных уравнений следует, что в случае равенства общего числа молей продуктов реакции, т. е. в случае, если объем реакционной смеси остается постоянным, эти три константы численно равны друг другу. Этого не наблюдается, опять-таки, при высоких давлениях, если отклонения от газовых законов для исходных веществ и для продуктов реакции различны по величине.

Наложение нескольких равновесий. Когда данная реакция может быть разложена на несколько частных реакций, константы равновесий для которых известны, то константа равновесия суммарной реакции может быть вычислена из констант более простых реакций, ее составляющих. Для примера рассмотрим реакцию водяного газа

- (1) $\text{CO} + \text{H}_2\text{O}_g \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$, для которой $K_{p \text{ в.г.}} = \frac{p_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{H}_2}}{p_{\text{CO}} p_{\text{H}_2\text{O}}}$

Эту реакцию можно рассматривать как комбинацию двух реакций:

- (2) $\text{CO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO}_2$, для которой $K_{p \text{ CO}_2} = \frac{p_{\text{CO}_2}}{p_{\text{CO}} \cdot p_{\text{O}_2}^{1/2}}$

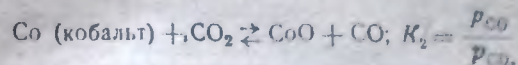
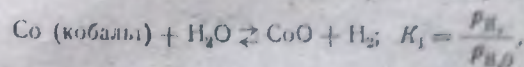
- и
 (3) $\text{H}_2\text{O}_g \rightleftharpoons \frac{1}{2} \text{O}_2 + \text{H}_2$, для которой $K_{p \text{ H}_2\text{O}} = \frac{p_{\text{H}_2} p_{\text{O}_2}^{1/2}}{p_{\text{H}_2\text{O}}}$.

Комбинация реакций (2) и (3) дает реакцию (1), при перемножении констант равновесия (2) и (3) исключается парциальное давление кислорода, и мы получаем

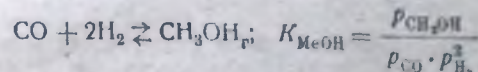
$$K_{p \text{ в.г.}} = (K_{p \text{ H}_2\text{O}})(K_{p \text{ CO}_2}).$$

Константа равновесия водяного газа может быть вычислена также комбинированием констант равновесия различных других подхо-

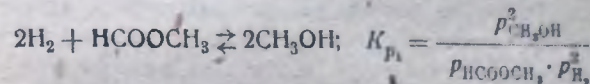
щих реакций. Так, Эммет и Шульц использовали для этой цели экспериментально измеренные значения K_p для следующих реакций:



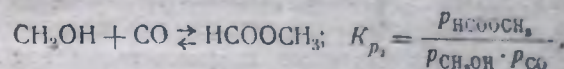
В этом случае $K_{\text{в.г.}} = \frac{K_1}{K_2}$. Аналогично этому константа равновесия для метанола



может быть вычислена из констант реакций



и



В этом случае

$$K_{\text{метOH}} = \frac{p_{\text{CH}_3\text{OH}}^2}{p_{\text{HCOOCH}_3} \cdot p_{\text{H}_2}^2} \cdot \frac{p_{\text{HCOOCH}_3}}{p_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot p_{\text{CO}}} = (K_{p_1})(K_{p_2}).$$

Значение этого приема заключается в том, что он дает возможность вычислить константы равновесия для реакций, не поддающихся непосредственному измерению, из данных для других реакций, для которых экспериментальное определение константы может быть произведено с достаточной точностью.

Влияние температуры на равновесие. Для экзотермической реакции



повышение температуры уменьшает количество исходных веществ А и В, превращенных в продукты реакции С и D в состоянии равновесия, тогда как для эндотермической реакции



количество веществ А и В, превращенных в С и D в момент равновесия, увеличивается с повышением температуры. Иными словами, с повышением температуры равновесие смещается в направлении реакции, поглощающей тепло.

Изменение константы равновесия с температурой количественно выражается уравнением Вант-Гоффа:

$$\frac{d \ln K_p}{dT} = - \frac{Q_p'}{RT^2}$$

где Q_p' ($Q_p' = -\Delta H$) — тепло, выделяющееся во время реакции при постоянном давлении. Для других констант

$$\frac{d \ln K_c}{dT} = -\frac{Q_p'}{RT^2} \text{ и } \left(\frac{d \ln K_x}{dT} \right)_p = -\frac{Q_p'}{RT^2}.$$

Если Q_p' мало меняется с температурой или если ограничиться малыми интервалами, для которых оно может быть принято без значительной ошибки за постоянную величину, интегрирование уравнения Вант-Гоффа (20) дает

$$\lg \frac{(K_p)_2}{(K_p)_1} = \frac{Q_p'}{4,575} \left(\frac{T_1 - T_2}{T_1 T_2} \right). \quad (21)$$

В случае если известна теплота реакции, из этого уравнения может быть вычислена константа равновесия как функция температуры, а если известны константы для двух температур, можно вычислить среднее значение теплоты реакции для данного интервала. Так как обычно Q_p' меняется с температурой, то для точных расчетов в широких пределах температуры необходимо знать величину Q_p' как функцию температуры. Применяя уравнение (18) для выражения зависимости Q_p' от температуры, подставляем его в уравнение (20) и, интегрируя после этого последнее, получаем выражение для зависимости K_p от температуры:

$$\ln K_p = \frac{Q_0}{RT} - \frac{\Delta a}{R} \ln T - \frac{1}{2} \frac{\Delta b}{R} T - \frac{1}{6} \frac{\Delta c}{R} T^2 \dots + C. \quad (22)$$

Константа интегрирования C может быть найдена при подстановке известного значения K_p для какой-нибудь температуры.

Влияние давления на равновесие. Влияние давления на константу равновесия при постоянной температуре количественно выражается следующими уравнениями:

Σn — сумма числа молекул исходных веществ минус сумма числа молекул продуктов реакции в стехиометрическом уравнении,

\bar{V} — молекулярный объем газов,

$-\Delta V$ — общее уменьшение объема в результате реакции,

$(n_1 V_A + n_2 V_B - n_1' V_D - n_2' V_E)$ — уменьшение суммы молекулярных объемов всех веществ, участвующих в реакции.

Газовые системы, подчиняющиеся законам идеальных газов:

$$(1) \quad \frac{d \ln K_p}{dP} = 0$$

$$(2) \quad \frac{d \ln K_c}{dP} = 0$$

$$(3) \quad \frac{d \ln K_x}{dP} = \frac{\Sigma n \bar{V}}{RT}$$

Идеальные жидкие системы:

$$(1) \quad \frac{d \ln K_c}{dP} = -\frac{\Delta V}{RT}$$

$$(2) \quad \frac{d \ln K_x}{dP} = \frac{n_1 V_A + n_2 V_B - n_1' V_D - n_2' V_E}{RT}$$

Как правило, за исключением случаев больших изменений давления, влиянием давления на равновесие в жидкой фазе можно пренебречь.

Из приведенных уравнений следует, что для газовых равновесий при умеренных давлениях, когда можно считать газовые системы подчиняющимися идеальным законам, K_p (и K_c) практически постоянны и не зависят от давления. При высоких давлениях благодаря отклонениям от законов идеального газового состояния K_p не остается постоянной величиной и становится функцией давления. Например Лэрсон и Додж [J. Am. Chem. Soc. 45, 2918 (1923); 46, 367 (1924)] нашли значение K_p равновесия аммиака при 450° равным 0,0066 при 10 ат давления и 0,0233 при давлении в 1000 ат. Направление и величина изменения K_p с давлением зависит от величины отклонений отдельных компонентов газовой смеси, участвующей в реакции, от законов идеальных газов, а также и от температуры.

Следует различать смещение равновесия при изменении давления и влияние давления на величину константы равновесия. В том случае, когда при реакции не меняется общее число молекул, как например в реакциях $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ и $\text{N}_2 + \text{O}_2 \rightleftharpoons 2\text{NO}$, увеличение давления не изменяет процента превращения исходных веществ в продукты реакции в состоянии равновесия, если конечно K_p не является сама функцией давления. В реакциях же, в которых общее число молекул меняется, как



увеличение давления смещает равновесие в сторону уменьшения объема. Для указанных реакций равновесие смещается в направлении увеличения процента образования аммиака, метанола и уксусной кислоты, однако ни в одной из них не обнаруживается заметного изменения значения K_p с давлением, пока давление не достигает величины, при которой уже наблюдается отступление от идеальных законов. Величину смещения равновесия можно вычислить из закона действующих масс и константы равновесия данной реакции. Если обозначить в приведенных выше реакциях через x , y и z относительные объемные концентрации аммиака, метанола и уксусной кислоты в состоянии равновесия при стехиометрическом составе исходных реакционных смесей, то для реакции (1)

$$K_p = \frac{p_{\text{NH}_3}}{p_{\text{N}_2}^{1/2} \cdot p_{\text{H}_2}^{3/2}} = \frac{16x}{(1-x)^{3/2}} \cdot \frac{1}{P},$$

и для малых значений x последнее прямо пропорционально P . Для реакции (2)

$$K_p = \frac{P_{\text{CH}_3\text{OH}}}{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}^2} = \frac{27y}{4(1-y)^3} \cdot \frac{1}{P^2}$$

и для малых значений y , y прямо пропорционально P^2 . Для реакции (3)

$$K_p = \frac{P_{\text{CH}_3\text{COOH}}}{P_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot P_{\text{CO}}} = \frac{4z}{(1-z)^2} \cdot \frac{1}{P}$$

и для малых значений z , z прямо пропорционально P .

Обратно, значения x , y и z можно вычислить по тому же уравнению, если известна величина K_p для каких-нибудь определенных условий температуры и давления.

Для точных вычислений при высоких давлениях необходимо определить величину K_p именно для данного давления. Хотя изменение K_p с давлением и может быть вычислено из значений P - V - T для данной газовой смеси, однако лучше все же экспериментально определить K_p для данной области давлений. Приближенное же вычисление равновесия даже при высоких давлениях может быть сделано из значения K_p , определенного для обычного давления в предположении, что газы подчиняются идеальным законам и что K_p независимо от давления.

Влияние индифферентных газов и соотношения реагирующих веществ на равновесие. В технике часто реакционная смесь содержит вещество, служащее разбавителем и не принимающее участия в реакции. Так например в сернокислотном контактном процессе в газах, идущих в конвертор, содержится азот, а реакции в жидкой фазе часто проводятся в присутствии индифферентного растворителя. Если индифферентные газы присутствуют в начальной смеси даже в небольшом количестве, а при процессе применяется многократная циркуляция реакционной смеси, тогда концентрация их во время процесса растет и приходится прибегать к периодическому обновлению реакционной смеси для сохранения этой концентрации на определенном уровне. Этот случай имеет место для аргона при циркуляционной системе синтеза аммиака.

В газовых реакциях с постоянным давлением при умеренных давлениях присутствие индифферентного газа не влияет заметно на величину константы равновесия K_p , но при высоких давлениях влияние это может сказаться, если присутствие индифферентного газа изменяет степень отклонения реагирующих газов от законов идеального газового состояния. Процент превращения исходных веществ в продукты реакции изменяется вследствие присутствия индифферентного газа только в том случае, если реакция протекает с изменением объема. В случае реакции, протекающей с уменьшением объема, равновесие смещается в сторону увеличения концентрации исходных продуктов, а для реакции, протекающей с увеличением объема, — в сторону увеличения образования продуктов реакции. Равновесное превращение в присутствии определенных количеств индифферентного газа может быть количественно рассчитано из K_p , выраженного через закон действующих масс, причем число молей инертного газа входит при расчете в общее число молей.

В реакциях в жидкой фазе присутствие растворителя, не принимающего участия в реакции, часто может оказывать специфическое влияние на константу равновесия K_c . В этом случае возможно предсказать влияние относительного количества растворителя на состояние равновесия только, если известна константа для данного растворителя и данной концентрации. Величина константы в присутствии растворителя может быть вычислена из значения для нее в отсутствии растворителя, если известно действие последнего, например ассоциация молекул реагирующих веществ или продуктов реакции, вызываемая растворителем, и измерена величина этой ассоциации для данной концентрации. Если значение константы не зависит от растворителя, то изменение равновесного состояния с концентрацией растворителя может быть вычислено количественно из того же закона действующих масс; процент превращения к моменту равновесия и здесь не зависит от концентрации, если реакция протекает без изменения объема.

Для каждой данной температуры и давления влияние изменения соотношения реагирующих веществ в исходной смеси на равновесие может быть количественно рассчитано для данной реакции из уравнения для K_p (или K_c). Максимальные равновесные концентрации продуктов реакции и таким образом максимальный выход на единицу объема вообще получается при стехиометрическом соотношении, соответствующем теоретическому уравнению реакции. На практике все же применяются соотношения реагирующих веществ, диктуемые другими соображениями, а не стремлением получить максимальный выход. Так, может быть желательным по возможности полное превращение одного из компонентов реакции, что достигается увеличением количества второго компонента.

В некоторых случаях состав исходной смеси выбирают, исходя из соображений удобства ее приготовления. Вообще присутствие разбавителя (индифферентного вещества или избытка одного из реагентов) уменьшает концентрацию продуктов реакции в равновесной смеси.

Вычисление равновесия. Общий метод расчета равновесного состояния может быть пояснен примером из равновесия метанола. Предположим, что исходная смесь, содержащая a молей азота, b молей окиси углерода и c молей водорода, загружена в конвертер, в котором достигается равновесие при изотермических условиях и при постоянном общем давлении в P атм, в результате чего получается x молей метанола. Тогда при наступившем равновесии из 100 молей взятого газа будет:

Молей Относительная молярная концентрация (молярная доля)

$$\text{CH}_3\text{OH} = x, \quad \text{CO} = N_{\text{CO}} = (b-x):(100-2x)$$

$$\text{N}_2 = \alpha; \quad \text{H}_2 = N_{\text{H}_2} = (c-2x):(100-2x)$$

$$\text{CO} = b-x; \quad \text{CH}_3\text{OH} = N_{\text{CH}_3\text{OH}} = x:(100-2x)$$

$$\text{H}_2 = c-2x;$$

Общее количество молей:

$$a+b+c-2x=100-2x.$$

$$K_p = \frac{N_{\text{CH}_3\text{OH}}}{N_{\text{CO}} \cdot N_{\text{H}_2}^2} \cdot \frac{1}{P^2} = \frac{x(100-2x)^2}{(b-x)(c-2x)^2 \cdot P^2}$$

Объемный процент в равновесной газовой смеси CH_3OH : $\frac{100x}{100-2x}$

Процент превращения CO в CH_3OH : $\frac{100x}{b}$

Процент конверсии H_2 в CH_3OH : $\frac{2 \cdot 100 \cdot x}{c}$

Равновесие превращения в метанол при данных значениях давления и температуры и при определенном исходном соотношении азота, окиси углерода и водорода может быть рассчитано из известной величины K_p решением вышеприведенных уравнений относительно x .

Вычисленная таким образом равновесная концентрация метанола является максимально достижимой при данном комплексе условий. Максимальная концентрация метанола при данной температуре и давлении достигается, если исходная смесь не содержит азота, а отношение CO к $\text{H}_2 = 1:2$.

Примечание. Равновесное уравнение для K_p газовой реакции может быть выражено через число молей всех исходных веществ, продуктов реакции и присутствующих инертных газов. Эта общая форма часто удобна для технических расчетов. Выраженное таким образом для общего вида газовой реакции



равновесное уравнение принимает следующий вид:

$$\frac{(\text{молей } D)^d (\text{молей } E)^e \dots}{(\text{молей } A)^a (\text{молей } B)^b \dots} =$$

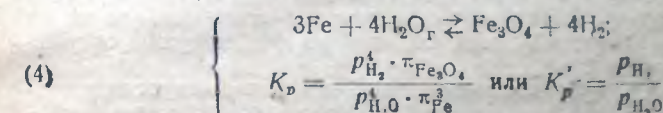
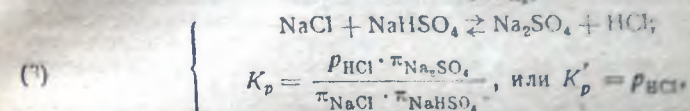
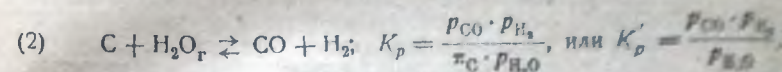
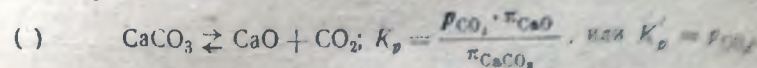
$$= K_p \left[\frac{(\text{моли } A) + (\text{моли } B) + \dots + (\text{моли } D) + (\text{моли } E) + \dots + (\text{моли инертн.})}{\text{общее давление}} \right]^{(e+d+\dots)-(a+b+\dots)}$$

Для повторяющихся расчетов равновесных составов данной реакции удобно построить диаграмму, дающую изменение равновесных превращений при изменении условий реакции. Указания относительно метода построения таких диаграмм можно найти у Хауджен и Ватсон, Технико-химические расчеты, стр. 478—484, Нью-Йорк 1931 (Hougen и Watson, Industrial Chemical Calculations, Wiley, New York 1931).

2. ГЕТЕРОГЕННЫЕ СИСТЕМЫ

Приложение закона действующих масс. Закон действующих масс химического равновесия может быть приложен к системам, содержащим более чем одну фазу. Если в состав системы входят чистые твердые и жидкие фазы (конденсированные фазы постоянного состава), то можно принять, что реакция протекает в газовой фазе между их парами и газообразным компонентом реакции. Давление паров чистой конденсированной фазы есть величина постоянная и может быть

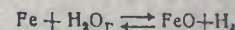
включена в константу равновесия. Следующие случаи могут служить иллюстрацией:



Другими словами, равновесие определяется соотношением парциальных давлений присутствующих газов, независимо от количества твердых веществ.

Изменение K_p' с температурой для гетерогенных реакций выражается уравнением Вант-Гоффа [уравнение (20)].

Пример. Эмметт и Шульц (Emmet and Schulz, J. Am. Chem. Soc., 52, 428 (1930) определили K_p при 800° для реакции



равной 1:0,499. Вычислить максимальный процент превращения водяного пара в водород при 800° и 1 ат, предполагая, что железо-паровый процесс получения водорода протекает целиком согласно приведенной реакции.

Решение. x — число молей водорода, образовавшегося при равновесии. Тогда в равновесном состоянии, исходя из 100 молей водяного пара, имеем:

Молей	Относительная молярная концентрация
$\text{H}_2 = x$	$\text{H}_2 = x:100$
$\text{H}_2\text{O} = 100 - x$	$\text{H}_2\text{O} = (100 - x):100$

Всего молей = 100

$$K_p = \frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{N_{\text{H}_2} \cdot P}{N_{\text{H}_2\text{O}} \cdot P} = \frac{x}{100 - x} = 0,499$$

Из этого уравнения $x = 66,7$ молей $\text{H}_2 = 66,7$ молей превращенной воды. Следовательно, процент конверсии пара в $\text{H}_2 = (66,7:100) \cdot 100 = 66,7\%$.

Правило фаз. Подробный разбор этого принципа и его приложения можно найти у Финдлея, Правило фаз (русский перевод М. 1932), Розебум, Гетерогенные равновесия (Брауншвейг 1900—1918, Тейлор, Физическая химия (русский перевод), 475—561, Л. 1934).

Для практических целей соотношение между давлением, температурой и составом в гетерогенных системах в большинстве случаев достаточно удовлетворительно может быть представлено из диаграмм давление—температура и состав—температура. Принцип, известный как правило фаз, широко применим к равновесию между фазами и дает метод интерпретации и классификации этих равновесий.

Правило фаз выражается следующим уравнением.

$$P + F = C + 2, \quad (23)$$

где P — число фаз в равновесной системе, C — число компонентов, F — число степеней свободы системы.

Этим терминам должны быть даны четкие определения.

Фаза. Однородная часть системы, ограниченная поверхностью, которую можно механически отделить от других частей (фаз) системы, называется фазой. Газ, или газовая смесь, представляет собой одну фазу. Чистая жидкость, или раствор, образует одну фазу. Смесь двух не растворяющихся друг в друге жидкостей образует две фазы. Каждое чистое твердое вещество представляет собой отдельную фазу; если твердый раствор образован двумя твердыми веществами, все же он рассматривается как одна фаза. Число твердых фаз, могущих сосуществовать, неограниченно.

Компонент. Число компонентов системы соответствует наименьшему числу независимо изменяемых составных частей системы, позволяющему выразить состав каждой фазы в состоянии равновесия. На практике обычно число компонентов определяется на основании представления о сущности процесса, протекающего в системе. Так, для системы $\text{CaCO}_3 - \text{CaO} - \text{CO}_2$ видно, что состав любой из фаз может быть выражен отношением общих количеств каких-либо двух из составных частей¹ системы, но не менее чем двух. Эта система таким образом состоит из двух компонентов. Если же взять температуру, при которой не происходит еще превращения CaCO_3 , система определяется тремя компонентами. Число компонентов, как видно, определяется частично условиями установившегося равновесия, а также присутствующими веществами.

Степень свободы. Под степенью свободы понимают число независимо переменных величин, как температура, давление и концентрация, которые могут быть произвольно изменены без изменения числа фаз, или число независимых переменных, которые должны быть произвольно, но твердо зафиксированы для полного определения состояния системы. Если при применении правила фаз вносятся дополнительные ограничивающие условия, то это соответственно уменьшает число степеней свободы против числа их, полученного из уравнения (23). Так например система NH_4Cl — твердый и пар имеет только один компонент, если отношение NH_3 к HCl задано равным единице; система же NH_4Cl — твердый и пар — при избытке NH_3 состоит из двух компонентов. В первом случае состав смеси дополнительно произвольно зафиксирован, и система имеет одну степень свободы, тогда как во втором случае степеней свободы две. Правило фаз определяет только число фаз в равновесном состоянии, но не дает указаний относительно их природы, точного состава или общего количества. Кроме того этот принцип применим только к установившемуся равновесию и ничего не говорит относительно скорости, с которой достигается это равновесие.

¹ Если взять CaCO_3 в качестве одного из компонентов, то состав двух остальных фаз (CaO и CO_2) выразится через CaCO_3 отрицательным числом или нулем. Это не меняет дела.

Однокомпонентные системы. Если система состоит из одного компонента, то согласно правилу фаз при наличии одной фазы она бивариантна, для двух фаз — моновариантна и для трех фаз — инвариантна. Независимыми переменными являются температура и давление.

Система — вода. Равновесие фаз удобно изображается на графике фазовой диаграммы. На рис. 8 показано соотношение давление — температура для воды. На рис. 8 — RE — кривая равновесия лед — водяной пар; $t_c EX$ — кривая равновесия жидкости и пара, т. е. кривая упругости пара над водой; E — точка замерзания воды под давлением, отвечающим упругости водяного пара в этой точке; возможно также переохлаждение воды согласно отрезку кривой EX . В точке E твердая, жидкая и парообразная фазы находятся в равновесии. Это так называемая „тройная точка“. ES изображает равновесие твердой — жидкой фаз в отсутствии водяного пара. На протяжении каждой из этих кривых система обладает одной степенью свободы; это означает, что система находится в моновариантном равновесии. В тройной точке E система не обладает ни одной степенью свободы; система здесь инвариантна. Пресечение трех линий раздела ES , ER и Et_c представляет собой в общем случае тройную точку, в которой три фазы находятся в равновесии. Бриджмен показал, что при очень высоких давлениях существуют для системы воды другие тройные точки, в которых находятся в равновесии различные модификации льда. Аналогичная фазовая диаграмма для серы обнаруживает четыре тройные точки: моноклиническая сера — жидкость — пар, ромбическая — моноклиническая — жидкость, ромбическая — моноклиническая — пар и метастабильная ромбическая — жидкость — пар¹.

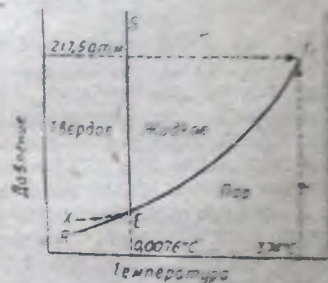


Рис. 8. Фазовая диаграмма однокомпонентной системы — вода (без соблюдения масштабов).

Двухкомпонентные системы. Состав всех фаз двухкомпонентной системы может быть определен двумя составными частями смеси. Пример такой системы дает $\text{Na}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$ или бензол-толуол. Независимыми переменными являются температура, давление и состав. Таким образом в этом случае полная фазовая диаграмма может быть дана только в трех измерениях. Для практических целей удобнее произвольно фиксировать величину одной переменной и, оставив ее постоянной, составить плоскостную диаграмму для той или другой из трех возможных бивариантных комбинаций, а именно давление — температура (состав постоянный), давление — состав (температура постоянная) или температура — состав (давление постоянное). Согласно правилу фаз для двухкомпонентных систем инвариантное равновесие возможно лишь в том случае, если одновременно присутствуют четыре фазы, как например в системе $\text{Na}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$: пар, раствор, твердый Na_2SO_4 или лед или твердый гидрат, например $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$; при этом темпе-

¹ Много работ в области гетерогенных равновесий принадлежит Таммману. См. например Г. Тамман и И. Руководство по гетерогенным равновесиям (русский перевод) Л. 1935. Прим. ред.

условии $F = 2 + 2 - 4 = 0$. Моновариантное равновесие возможно лишь при трех фазах; бивариантно — при двух и тривариантно — при одной.

Равновесные диаграммы для бинарных жидких смесей и их паров могут служить примером фазовых диаграмм двухкомпонентных систем (см. рис. 4, 5 и 6). Если жидкости смешиваются во всех отношениях (две фазы), такая система бивариантна, т. е. если температура постоянна, давление пара зависит от состава; или если давление постоянно, температура варьирует с составом.

Фазовая диаграмма имеет большое практическое значение при оперировании с процессами фракционированной кристаллизации и в металлургии.

3. ПРИБЛИЖЕННЫЙ ЗАКОН НЕРНСТА

На практике часто бывает необходимо знать константы равновесия отдельных реакций в тех случаях, когда экспериментальное измерение их невозможно. Соотношение между константой равновесия и термодинамическими свойствами системы (см. о свободной энергии, стр. 100), вытекающее из законов термодинамики, очень часто не может быть применено из-за отсутствия необходимых для этого числовых данных. Приближенное уравнение Нернста, выведенное им при помощи некоторых упрощающих предположений, позволяет вычислить константу из теплоты реакции при комнатной температуре и эмпирических констант, известных для многих веществ. Приближенное уравнение Нернста имеет следующий вид:

$$\lg K_p = \frac{Q_p'}{4,575T} + \Delta n \lg T + \sum nC, \quad (24)$$

где K_p — константа равновесия, выраженная отношением парциальных давлений газообразных продуктов реакции к парциальным давлениям исходных веществ (в атмосферах); Δn — изменение числа молей газов, т. е. число молей продуктов реакции минус число молей исходных веществ; $\sum nC$ — алгебраическая сумма так называемых условных химических констант газов, принимающих участие в реакции, т. е. сумма констант продуктов реакции минус константы исходных веществ; Q_p' — теплота реакции при постоянном давлении и комнатной температуре. Это уравнение применимо и к гомогенным и к гетерогенным реакциям. В последнем случае принимаются во внимание только газообразные компоненты реакции¹.

Значение констант Нернста для большинства веществ лежит около 3. В табл. 5 даются обычно применяемые значения этих констант. Они могут быть определены эмпирически из известных газовых равновесий или при помощи различных эмпирических методов, предложенных для определения их значения. Цедерберг дает следующую формулу: $C = 1,6 \lg P_c$, где P_c — критическое давление. Нернст предложил для этой цели два соотношения: 1) $C = 0,14 L/T$, где L — молекулярная скрытая теплота парообразования, T — абсолютная температура

тура кипения ($^{\circ}K$), и 2) $C = 1,1 \cdot a$; a в этом соотношении определяется из уравнения: $\lg \left(\frac{P_c}{P} \right) = a \left(\frac{T_c}{T} - 1 \right)$, где P равно 1 ат и T — соответствующая температура кипения.

Таблица 5

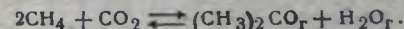
Условные химические константы Нернста

He	0,6	HCl	3,0	H ₂ S	2,9
H ₂	1,6	CCl ₄	3,4	SO ₂	2,9
CH ₄	2,8	C ₂ H ₆	2,8	CO ₂	2,2
C ₂ H ₂	2,6	C ₂ H ₄ O	3,3	CS ₂	2,1
N ₂	2,6	Пропиленгидрат	3,8	C ₂ H ₆	2,9
O ₂	2,8	C ₂ H ₄	3,2	NH ₃	2,3
CO	3,8	H ₂	3,4	H ₂ O	2,6
Br ₂	3,2	HCN	3,8	CHCl ₃	2,2
Cl ₂	3,1	NO	3,5	Ацетон	2,7
J ₂	3,9	N ₂ O	3,3	C ₂ H ₅ OH	2,1

Теплота реакции может быть вычислена из теплот образования реагентов и продуктов реакции, но большая точность, особенно в случае органических реакций, достигается, если есть возможность взамен теплот образования применить теплоты сгорания. Так как теплота реакции редко бывает известна точно для той температуры, для которой вычисляется K_p , по уравнению (24), то можно принять для вычисления теплоту реакции при комнатной температуре без значительной ошибки. Предположения, лежащие в основе вывода приближенного уравнения, заведомо неточны, но во многих случаях результаты, вычисленные на основании этого уравнения, дают достаточное для практических целей приближение. В некоторых случаях, несмотря на неточность имеющихся данных, результаты, полученные по уравнению Нернста, даже лучше совпадают с экспериментом, чем вычисленные на основании точных термодинамических соотношений. При $\Delta n = 0$ вычисленные значения наиболее близки к истинным. В случае, когда Δn значительно больше или меньше единицы, приближенное уравнение следует применять с осторожностью. Когда имеются в распоряжении нужные данные, следует пользоваться точными соотношениями.

Следующие примеры иллюстрируют применение уравнения Нернста.

Пример 1. Желательно определить возможность получения синтетического алкотона из метана и двуокиси углерода согласно уравнению



Вычислить K_p при 1000° K для этой реакции из данных теплот образования при комнатной температуре и уравнения Нернста.

CH_4 (из графита) = 18 500 кал., CO_2 (из графита) = 94 400 кал.,

$(\text{CH}_3)_2\text{CO} = 53 600$ кал., и $\text{H}_2\text{O} = 57 900$ кал.

Решение. Теплота реакции

$$Q_p' = 53 600 + 57 900 - (2 \cdot 18 500) - 94 400 = -19 900 \text{ кал.}$$

Из табл. 5

$$\sum nC = 3,7 + 3,6 - 3,2 - (2 \cdot 2,8) = -1,5,$$

$$\Delta n = 1 + 1 - 1 - 2 = -1,$$

¹ Подробное изложение вывода и применение приближенной формулы можно найти у Нернста (Nernst, Theoretische u. Experimentelle Grundlagen d. neuen Wärmetheorie, Halle, 1924), а также в указанных в начале руководства по физической химии термодинам. прим. ред.

$$\lg K_p = \frac{-19\,900}{4,57 \cdot 1\,000} - 1,75 \lg 1\,000 - 1,5 = -11,11$$

$$K_p = 7,8 \cdot 10^{-12}.$$

Отсюда вытекает, что эта реакция неосуществима при 1 000° К.

Пример 2. Вычислить K_p при 1 273° К для реакции



если теплота реакции при 20° равна - 39 700 кал.

Решение. Согласно уравнению Нернста

$$\lg K_p = \frac{-39\,700}{4,57T} + \Delta n \lg T + \sum nC,$$

$$\Delta n = 4 + 1 - 2 - 1 = 2,$$

$$\sum nC = (4 \cdot 1,6) + 3,2 - (2 \cdot 3,6) - 2,8 = -0,4,$$

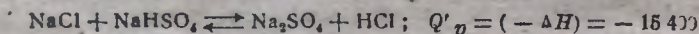
Отсюда

$$\lg K_p = \frac{-39\,700}{4,57 \cdot 1\,273} + (2 \cdot 1,75) \lg 1\,273 - 0,4$$

$$K_p \approx 4\,370.$$

Точный термодинамический расчет дает для этой реакции при 1 273° К значение $K_p = 5\,370$ (см. пример 2, стр. 107). Хотя в этом случае ошибка и велика, но все же уравнение Нернста дает возможность судить о порядке величины константы и о применимости этой реакции для получения водорода.

Пример 3. Определить при помощи уравнения Нернста давление газообразного хлористого водорода, выделяющегося по реакции



при 100°. Можно использовать следующие данные для теплот образования при комнатной температуре: NaCl 98 400 кал; NaHSO₄ 265 200 кал; Na₂SO₄ 326 400 кал; HCl 21 800 кал.

Решение. Теплота реакции

$$Q'_p = 21\,800 + 326\,400 - 265\,200 - 98\,400 = -15\,400 \text{ кал.},$$

Так как твердые компоненты реакции не принимаются во внимание, то

$$\Delta n = 1,$$

$$\sum nC = 3,0.$$

Отсюда

$$\lg K_p = \frac{-15\,400}{4,57 \cdot 373} + 1,75 \lg 373 + 3,0$$

$$K_p = P_{\text{HCl}} = 0,023 \text{ ат или } 17,5 \text{ мм рт. ст.}$$

Экспериментально найденная величина

$$P_{\text{HCl}} = 15 \text{ мм рт. ст. при } 100^\circ.$$

V. СКОРОСТИ РЕАКЦИИ

1. ГОМОГЕННЫЕ СИСТЕМЫ

Скоростью химической реакции называется изменение концентрации реагирующего вещества dc за время dt . Скорость реакции в каждый данный момент уменьшается по мере протекания реакции. Химические реакции классифицируются на группы по „порядку реакции“. Каждая группа характеризуется общим уравнением, связывающим скорость реакции с концентрациями реагирующих веществ. Количественное выражение скоростей реакции базируется на законе действующих масс (стр. 63); для реакции общего вида:

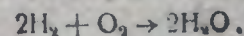
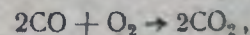
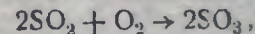
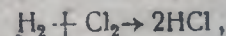


скорость реакции в данный момент t пропорциональна $[A]^{n_1}[B]^{n_2}[D]^{n_3}$, где $[A]$, $[B]$ и т. д. выражают концентрации A, B и т. д., соответственно, в момент t . Введя константу скорости k , получим общий вид уравнения для скорости реакции:

$$-\frac{dc}{dt} = k[A]^{n_1}[B]^{n_2}[D]^{n_3} \dots,$$

где dc относится к любому из реагирующих веществ; k — характеризует реакцию и зависит от единиц, в которых выражены количества, объемы и время. Скорость реакции может быть условно характеризована численным значением k . Порядок реакции определяется числом молекул, которые вступают в реакцию, но стехиометрическое уравнение не всегда определяет порядок реакции. Порядок, к которому следует отнести данную реакцию, может быть определен только экспериментом. Измерение скорости реакции дает указания относительно действительно протекающих в реакционной смеси процессов, и эти указания могут быть использованы для установления влияния различных факторов и нахождения оптимальных условий проведения данной реакции на практике.

Из исследованных реакций очень большое число оказалось протекающими по значительно более сложным уравнениям для скорости, чем выводимые ниже из закона действующих масс для реакций простейших порядков, и часто более пригодными оказываются эмпирические уравнения. Несколько таких обычных реакций, которые нельзя отнести к классическим порядкам, приводятся ниже:



Подробное изложение состояния вопроса о порядках реакции можно найти у Гиншельвуда, Кинетика газовых реакций (русский перевод), 36 и 158 сл., М.-Л. 1933.

Реакции при постоянном объеме

Мономолекулярные реакции. В мономолекулярной реакции изменяется только одно вещество:



и скорость реакции дается уравнением $-\frac{dc}{dt} = k_1 c_A$. Применяется несколько различных интегральных форм этого уравнения. Интегрирование в пределах дает

$$k_1 = \frac{2,303}{t_2 - t_1} \lg \frac{c_1}{c_2}, \quad (25)$$

где c_1 — концентрация А, относящаяся к времени t_1 , и c_2 — концентрация в момент t_2 . Или если a — начальная концентрация вещества А, x — количество вещества А, прореагировавшее за промежуток времени t , и $a - x$ — концентрация А к концу промежутка t , то

$$-\frac{dc}{dt} = -\frac{d(a-x)}{dt} = k_1(a-x),$$

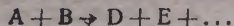
что после интегрирования дает

$$k_1 = \frac{2,303}{t} \lg \frac{a}{a-x}. \quad (26)$$

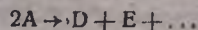
k_1 не зависит от начальной концентрации a и от единиц, в которых выражена концентрация. Кроме того в реакциях первого порядка время, потребное для превращения какой-нибудь определенной части исходного продукта, не зависит от начальной концентрации.

Известно очень небольшое число мономолекулярных гомогенных реакций.

Бимолекулярные реакции. В бимолекулярной или второго порядка реакции изменяются две молекулы, одинаковые или различные:



или



Скорость бимолекулярного превращения дается уравнением:

$$-\frac{dx}{dt} = k_2(a-x)(b-x),$$

где a и b — исходные концентрации веществ А и В в моль/л, а x — число молей на 1 л А и В, прореагировавших за время t .

После интегрирования

$$k_2 = \frac{2,303}{t(a-b)} \lg \frac{b(a-x)}{a(b-x)}. \quad (27)$$

В случае когда вещества А и В в исходной смеси присутствуют в эквивалентных количествах, или если реагируют две молекулы одного

и того же вещества, уравнение скорости бимолекулярной реакции упрощается:

$$\frac{dx}{dt} = k_2(a-x)^2$$

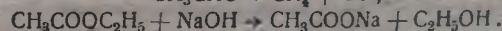
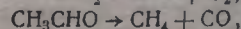
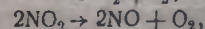
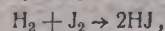
и после интегрирования

$$k_2 = \frac{1}{t} \cdot \frac{x}{a(a-x)}. \quad (28)$$

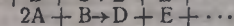
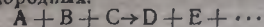
Величина константы скорости бимолекулярной реакции k_2 зависит от единиц, в которых выражена концентрация. Обычно принято выражать концентрации в молях на литр, чтобы избежать путаницы. Время, потребное для превращения половины исходного вещества, обратно пропорционально исходной концентрации, тогда как в мономолекулярной реакции это время не зависит от начальной концентрации. Если вещество А играет роль катализатора или если его концентрация по крайней мере в 10 раз больше, чем концентрация В, и практически можно считать его концентрацию неизменной во время течения реакции, тогда скорость реакции дается уравнением

$$\frac{dx}{dt} = k_2(b-x)a \quad \text{и} \quad k_2 = \frac{2,303}{ta} \lg \frac{b}{b-x}. \quad (28a)$$

Наибольшее число гомогенных реакций относится к реакциям второго порядка. Примером могут служить:



Тримолекулярные реакции. Тримолекулярные или третьего порядка реакции предполагают одновременное превращение трех молекул одинаковых или различных:



Скорость тримолекулярной реакции дается уравнением

$$\frac{dx}{dt} = k_3(a-x)(b-x)(c-x),$$

которое после интегрирования принимает следующий вид:

$$k_3 = \frac{2,303}{a'c't} \lg \frac{a}{a-x} + \frac{2,303}{a'b't} \lg \frac{b}{b-x} + \frac{2,303}{b'c't} \lg \frac{c}{c-x}, \quad (29)$$

где

$$a' = (a-b), \quad b' = (b-c) \quad \text{и} \quad c' = (c-a).$$

Если вещества А и В присутствуют в исходной реакционной смеси в эквивалентных количествах, или если две молекулы А реагируют с одной молекулой В, уравнение скорости упрощается:

$$k_3 = \frac{1}{t(c-a)^2} \left[\frac{(c-a)x}{(a-x)a} + 2,303 \lg \frac{c(a-x)}{a(c-x)} \right]. \quad (30)$$

Если же все вещества присутствуют в исходной реакционной смеси в эквивалентных количествах, или в реакции участвуют три одинаковых молекулы, тогда

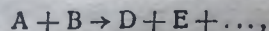
$$k_3 = \frac{1}{2t} \left[\frac{1}{(a-x)^2} - \frac{1}{a^2} \right]. \quad (31)$$

Время, потребное для превращения наполовину в тримолекулярной реакции, обратно пропорционально квадрату начальных концентраций реактантов. Значение константы скорости обратно пропорционально квадрату выбранных для выражения концентрации единиц.

Простые тримолекулярные реакции известны только между NO и O₂, H₂, Cl₂ и Br₂.

Реакции высшего порядка. Реакции высшего порядка, чем третий, неизвестны, и вероятность молекулярных столкновений для осуществления реакции порядка выше третьего так мала, что эти реакции могут наблюдаться исключительно редко. Когда стехиометрическое уравнение указывает на участие в реакции большого числа (больше чем 3) молекул, реакция состоит из последовательно протекающих реакций низшего порядка.

Псевдомолекулярные реакции. Многие реакции кажутся соответствующими мономолекулярному уравнению, тогда как в действительности они более высокого порядка. В реакции

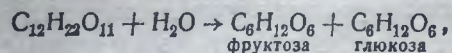


если В служит катализатором или если его концентрация велика по сравнению с концентрацией А, концентрация В практически не меняется во время эксперимента. В таком случае величина константы может быть получена из уравнения мономолекулярной реакции:

$$k = \frac{2,303}{t} \lg \frac{a}{a-x},$$

благодаря тому что истинный порядок реакции снижается до мономолекулярного, так как изменяется концентрация только одного вещества, а концентрация второго остается практически постоянной. Такие реакции называются псевдомолекулярными или первого порядка. Истинные константы скорости могут быть получены в этом случае, если известна концентрация всех реагирующих веществ (ср. уравнение [28a]).

Примером может служить реакция гидролиза сахарозы:



в которой концентрация воды велика по сравнению с концентрацией сахарозы и практически постоянна во время реакции, почему кажется, что скорость реакции зависит только от концентрации сахарозы. В то же время вода принимает участие в реакции, которая в действительности является бимолекулярной.

Реакции при постоянном давлении — реакции в токе газа

Приведенные выше классические уравнения скорости реакции могут быть непосредственно применены только к реакциям, проте-

кающим при постоянном объеме, т. е. для случаев газовых реакций в „статических“ системах, пригодны приближенно для реакций, протекающих в жидкой фазе, и вовсе неприменимы для реакций, протекающих при постоянном давлении, т. е. в токе газа, исключая специальные случаи, когда реакция протекает без изменения объема. Метод рассмотрения скорости газовых реакций, протекающих при постоянном давлении в непрерывном токе газа, которые имеют очень большое значение в промышленности, или в замкнутых системах с меняющимся объемом, разработан Бентоном [Кинетика газовых реакций при постоянном давлении, Journ. Am. Chem. Soc. 53, 2984 (1931)] и приводимые ниже уравнения скоростей реакций взяты из статьи указанного автора.

Мономолекулярные реакции. Скорость мономолекулярной реакции при постоянном давлении $A \rightarrow \nu B$ дается уравнением

$$-\frac{dn_A}{dt} = k_1 n_A \quad (32)$$

или в интегрированной форме:

$$k_1 = \frac{2,303}{t} \lg \frac{n'_A}{n_A}, \quad (33)$$

где n'_A — число молей вещества А, присутствующих в реакционном пространстве, когда время равно нулю, и n_A — число молей, оставшихся по прошествии времени t . Только в частном случае, когда во время реакции не происходит изменения объема, уравнение (33) идентично уравнению (26) для постоянного объема.

Уравнение (33) может быть применено непосредственно к замкнутым системам с переменным объемом. В случае непрерывно текущих систем t в этом уравнении соответствует времени, в продолжение которого газовая смесь находится в реакционном пространстве, и в продолжение которого идет реакция, т. е. так называемому „времени контактирования“, которое не поддается непосредственному измерению. Изменение реакционной смеси в это время определяется при помощи анализа входящих и выходящих газов. Продолжительность контактирования меняется в зависимости от скорости течения входящих газов и от изменения объема во время реакции. Если в результате реакции не происходит изменения объема, время контактирования дается отно-

шением $\frac{V_b}{V'}$, где V_b — внутренний объем реакционного пространства,

а V' — объем газа, входящего в него в единицу времени, приведенный к температуре и давлению в реакторе. Уравнение скорости принимает тогда вид

$$k_1 = \frac{2,303 V'}{V_b} \lg \frac{n'_A}{n_A}. \quad (34)$$

Для общего случая реакции, протекающей с изменением объема $A \rightarrow \nu B$, если n'_A — число молей А, входящих в реактор в единицу

и n_A — число молей, проходящих в секунду через какую-нибудь данную точку, объем изменяется от

$$V' = \left(\frac{RT}{P}\right) n'_A \text{ до } V = \left(\frac{RT}{P}\right) (n_A + n_B) = \left(\frac{RT}{P}\right) [\nu n'_A - (\nu - 1) n_A] = \\ = V' \left[\nu - \frac{(\nu - 1) n_A}{n'_A} \right].$$

Если V_b принять переменным, то

$$\frac{dV_b}{dt} = V = V' \left[\nu - \frac{(\nu - 1) n_A}{n'_A} \right].$$

После подстановки значения dt из этого уравнения в уравнение (32) последующее интегрирование даст

$$\frac{k_1 V_b}{V'} = 2,303 \nu \lg \frac{n'_A}{n_A} - (\nu - 1) \left(\frac{1 - n_A}{n'_A} \right),$$

где n_A — число молей А, выходящих из реактора в секунду, и ν — число молей продуктов реакции, получающихся из 1 моля А. Или если через F обозначить часть А, вошедшую в реакцию, тогда:

$$\frac{k_1 V_b}{V'} = 2,303 \nu \lg \frac{1}{1 - F} - (\nu - 1) F \quad (35)$$

Если входящие газы разбавлены индифферентным газом, уравнение (35) должно быть немного изменено, так как следует учесть также объем этого газа.

Если процент превращения не слишком велик, можно вычислить V' как среднее из скорости течения входящих и выходящих газов, что даст хорошее приближение при применении уравнения (34).

Следует отметить, что при выводе вышеприведенных уравнений принято, что реагирующие газы подчиняются законам идеального газового состояния.

Бимолекулярные реакции. Для бимолекулярной реакции $2A \rightarrow B$, при постоянном давлении, скорость дается уравнением

$$-\frac{dn_A}{dt} = k_2 V c_A^2,$$

где V — объем в некоторый момент t . Если n_A и V , как и выше, выразить соответственно через число молей продуктов и через V_b , а отсчет времени вести от $t = 0$, тогда это уравнение можно проинтегрировать. Однако если процент превращения не слишком велик, можно взять приближенно

$$\frac{\Delta n_A}{\Delta t} = k_2 \bar{V} \bar{c}_A^2,$$

где \bar{V} и \bar{c}_A — средний объем и концентрация А, вычисленные из данных для входящих и выходящих газов, а Δt равно V_b , деленному на среднюю скорость течения газов; при этом получают достаточно точные для практических целей результаты.

Эти простые виды уравнений скорости могут быть применены только при условии соблюдения равномерной и одинаковой температуры внутри реактора, независимо от скорости течения газа и от процента превращения. Для этого необходимо подводу тепла или в реакционное пространство или отвод его регулировать в соответствии с изменением скорости газа (увеличение количества нагреваемого газа) и с учетом изменения выделения тепла в реакторе в зависимости от процента превращения. Так как это условие обычно в технике не соблюдается, то применимость вышеприведенных уравнений для процессов большого масштаба ограничена. В реакторах большого масштаба условия большей частью являются промежуточными между условиями изотермического процесса и процесса адиабатического.

Одновременные реакции. Случаи скоростей реакций, разоблаченные выше, предполагают протекание реакции практически до конца в одном направлении с образованием определенной группы продуктов. В большинстве же реакций процесс гораздо сложнее, так как одновременно имеют место другие реакции. В таких случаях обычно приходится выражать скорость реакции при помощи чисто эмпирических и часто сложных уравнений. При одновременном протекании нескольких реакций каждая из них подчиняется закону действующих масс, и можно принять, что все реакции протекают независимо одна от другой. Общее превращение является суммой всех независимых превращений, и каждая индивидуальная реакция подчиняется своему уравнению скорости. Различные одновременные реакции могут быть различных порядков. Методы изучения скоростей сложных реакций излагаются в новейших монографиях по физической химии.

Во многих случаях реакция не доходит до конца в одном направлении, так как этому препятствует обратная реакция между образовавшимися продуктами, протекающая с определенной, характерной для нее скоростью. В этом случае общая скорость определяется разностью скоростей прямой и обратной реакций.

В других случаях данный комплекс веществ может реагировать в нескольких направлениях и образовывать различные группы продуктов. Каждая из этих побочных реакций протекает с определенной, характерной для нее скоростью, и одна из них обычно идет много быстрее других. Общая скорость реакции равняется сумме скоростей индивидуальных реакций. Часто бывает возможно, изменяя условия реакции, изменить относительную скорость составляющих реакций, и тем самым относительные количества различных групп продуктов. Это обычно достигается при помощи избирательного катализатора.

Значительно число случаев, когда главная реакция между двумя веществами сопровождается рядом промежуточных или вторичных реакций, в которых продукты первой реагируют между собой или с исходными веществами и образуют новую группу веществ. Изменяя скорость образования конечных продуктов зависит от соотношения скоростей последовательных реакций и обычно выражается сложным уравнением скорости. В большинстве таких случаев выделение промежуточных продуктов затруднительно. Если одна из последовательных протекающих реакций идет со значительно меньшей скоростью, чем остальные, что обычно и имеет место, скорость этой медленной реакции определяет скорость образования конечных продуктов и порядок всей реакции.

Определение порядка реакции

Метод 1. В течение хода реакции определяют изменение концентрации реагентов или продуктов реакции, в зависимости от того, которую из них удобнее измерять как функцию времени. Из данных, полученных таким образом, вычисляют ряд значений k по уравнениям, соответствующим различным порядкам реакции. Применяя этот метод, необходимо проводить несколько серий экспериментальных измерений с различными начальными концентрациями, для того чтобы избежать ошибочных заключений. Побочные и промежуточные реакции могут заметно изменять величину константы скорости, что обесценивает этот метод.

Метод 2. Порядок реакции может быть определен из времени, потребного для превращения одной и той же части концентрации при различных исходных концентрациях реагентов. Предположим, два опыта были проведены с различными исходными концентрациями C_0 и C_0' ; t_1 и t_2 соответственно промежутки времени, потребовавшиеся для превращения одинаковой части начальной концентрации (обычно берут половину или четверть от начальной концентрации). В общем случае время t , потребное для превращения определенной части начальной

концентрации, пропорционально $\frac{1}{C_0^{n-1}}$, где n — порядок реакции. Поэтому если t_1 и t_2 взяты так, что в этих двух опытах одна и та же часть f от начальной концентрации прореагировала, то

$$\frac{t_1}{t_2} = \frac{C_0'^{n-1}}{C_0^{n-1}},$$

следовательно

$$n = 1 + \frac{\lg t_1 - \lg t_2}{\lg C_0' - \lg C_0},$$

откуда можно найти значение n .

Вместо того чтобы проводить два отдельных определения, можно, при условии, что реакция идет все время по одному закону, сравнивать время t , потребное для превращения f -й части начальной концентрации, с последующим промежутком времени, потребным для превращения такой же части f от концентрации, оставшейся к концу превращения за время t . Так например в бимолекулярной реакции время, потребное для превращения исходного вещества от C_0 до $\frac{1}{2} C_0$, вдвое меньше, чем для последующего превращения от $\frac{1}{2} C_0$ до $\frac{1}{4} C_0$.

Этот метод наиболее точен из всех применяемых и особенно удобен при наличии побочных и промежуточных реакций. Его точность и применимость для реакций в токе газа при постоянном давлении все же ограничена.

Метод 3. Число молекул каждого вещества, вступающего в полимолекулярную реакцию, может быть определено при помощи ряда опытов, в которых каждый реагент по очереди присутствует в очень малых количествах по сравнению с остальными. Из общего уравнения

скорости $-\frac{dC}{dt} = k \cdot C_A^{n_A} \cdot C_B^{n_B} \cdot C_D^{n_D}$ видно, что при очень больших вели-

чинах C_B и C_D по сравнению с C_A они могут быть приняты за постоянные, и вся реакция будет казаться n_1 -го порядка:

$$-\frac{dC_A}{dt} = (k \cdot C_B^{n_B} \cdot C_D^{n_D}) \cdot C_A^{n_1} = k' C_A^{n_1}.$$

Значение n_1 тогда может быть определено одним из предыдущих методов. Аналогично определяется значение n_2 и n_3 .

Метод 4. В сложных реакциях влияние концентрации реагентов на скорость можно определить приблизительно, меняя концентрацию каждого участника реакции по очереди, в то время как концентрации остальных реагентов остается постоянной, и измеряя скорость реакции в небольшие интервалы времени так, чтобы изменение концентрации не превышало 10%. Если C_0 и C_1 — различные начальные концентрации одного из исходных веществ, а концентрации остальных реагентов можно считать практически постоянными, тогда для небольшого промежутка времени можем написать

$$\frac{\Delta C_0 / \Delta t}{\Delta C_1 / \Delta t} \approx \left(\frac{C_0}{C_1} \right)^n$$

где n — показатель при концентрации этого реагента в уравнении скорости.

Эти методы изучения порядка реакции применимы и для газовых реакций, протекающих при постоянном давлении в токе газа, но для реакций, протекающих с изменением объема, получаются менее точные результаты, так как продолжительность контакта (которая определяет время протекания реакции) не измеряется непосредственно и зависит от процента превращения за данный интервал времени и от связанного с этим изменения объема. Для небольшого процентного превращения время контакта может быть принято за постоянное, если скорость течения газов постоянна, и поэтому порядок реакции может быть удовлетворительно изучен при помощи определения влияния изменения концентрации входящих газов, при постоянной скорости течения и т. на процент их превращения. Так, например, если в реакции участвует одно вещество и процент превращения невелик, этот процент приблизительно независим от концентрации входящих газов для мономолекулярной реакции; если же данная реакция второго порядка, то удвоение концентрации входящих газов удваивает и процент превращения.

Влияние температуры на скорость реакции. Скорость химических реакций растет с повышением температуры. Как правило, в гомогенных системах скорость реакции увеличивается вдвое или втрое, а иногда даже больше на каждые 10° повышения температуры. С повышением температуры относительное влияние этого повышения на скорость реакции уменьшается. Изменение скорости реакции с температурой обычно выражается в виде отношения констант скоростей для температур, отличающихся на 10° , т. е. k_{t+10} / k_t . Это отношение является температурным коэффициентом.

Изменение скорости реакции с температурой следует уравнению Аррениуса (Arrhenius):

$$\frac{d \ln k}{dT} = \frac{A}{RT^2},$$

где A — константа, называемая „энергией активации“. Значение A несколько уменьшается при больших изменениях температуры, но приведенное уравнение можно проинтегрировать для небольших интервалов температуры, принимая A за постоянную величину:

$$\ln \frac{k_2}{k_1} = \frac{A}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right).$$

Значение A для данной реакции можно получить из этого уравнения или из диаграммы, представляющей $\lg k$ как функцию $1/T$, которая дает прямую линию; наклон этой прямой определяется величиной $-A/2,303 R$.

2. ГЕТЕРОГЕННЫЕ СИСТЕМЫ

Общие сведения. Скорость реакций, протекающих между веществами, находящимися в различных фазах, осложняется целым рядом факторов, и закон действующих масс в этом случае не может быть применен непосредственно. К этой категории относятся такие процессы, как растворение газов и твердых тел в жидкостях, реакции между твердым и растворенным веществом и каталитические процессы, протекающие на поверхности раздела твердое тело — жидкость и твердое тело — газ.

Так как реакции этого рода протекают на поверхностях раздела двух фаз, их скорость прямо пропорциональна поверхности соприкосновения этих фаз. Во многих случаях скорость реакции, наблюдаемая в гетерогенных системах, зависит от скорости диффузии реагирующих веществ к поверхности раздела фаз; в этих случаях следовательно скорость диффузии очень мала по сравнению со скоростью реакции, протекающей на поверхности соприкосновения (ср. например раздел о газовой абсорбции). Такие процессы, в которых диффузия ограничивает скорость, обычно отличаются малым температурным коэффициентом и зависимостью от интенсивности размешивания фаз. В других случаях скорость диффузии может быть велика по сравнению со скоростью химической реакции, протекающей на поверхности раздела; в этом случае скорость процесса в целом определяется скоростью химической реакции. К этому случаю несомненно можно отнести газовые реакции на поверхности твердого катализатора. Температурный коэффициент для таких гетерогенных реакций, как правило, значительно меньше, чем для гомогенных реакций.

Некоторые общие принципы, кратко приводимые ниже, могут служить руководством при рассмотрении таких процессов.

Скорость растворения твердых веществ в жидкостях. При постоянной температуре скорость растворения твердого вещества в жидкости, измеряемая скоростью нарастания концентрации его в растворе dc/dt , прямо пропорциональна поверхности A твердого вещества и разности между концентрацией насыщения C_s и концентрацией C_t в данное время t и обратно пропорциональна объему раствора:

$$\frac{dc}{dt} = k \frac{A}{V} (C_s - C_t),$$

или после интегрирования

$$k \frac{A}{V} = \frac{2,303}{t} \lg \frac{C_s}{C_s - C_t}.$$

Скорость кроме того пропорциональна некоторой функции от степени размешивания.

Реакции между твердым и растворенным веществом. Количество твердого вещества, реагирующего в единицу времени, пропорционально поверхности твердого и концентрации растворенного вещества. Скорость таких процессов не всегда регулируется скоростью диффузии. Например скорость растворения некоторых металлов в кислотах (Sn, Cd и Al в HCl) определяется только скоростью химической реакции на поверхности раздела и не зависит от скорости диффузии. В этом случае скорость чрезвычайно мало повышается перемешиванием и температурный коэффициент велик.

Контактные каталитические газовые реакции. Скорости газовых реакций на твердых каталитических поверхностях и факторы, влияющие на них, имеют большое значение в технике, но количественных обобщений относительно этих процессов нельзя еще сделать. Скорости таких процессов и порядок реакции определяются природой и величиной поверхности катализатора¹, а также относительной степенью адсорбции реагирующих веществ и продуктов реакции на поверхности катализатора. Тогда как в гомогенных реакциях порядок реакции представляет собой число молекул, входящих в реакцию, для гетерогенных реакций это не обязательно. Так, каталитическая реакция между двумя веществами в действительности бимолекулярная может казаться реакцией первого порядка, благодаря тому что одно из реагирующих веществ сильно адсорбируется поверхностью независимо от его давления. Во многих случаях скорость таких реакций обратно пропорциональна той или другой степени концентрации продуктов реакции. Подробное изложение этого вопроса можно найти: у Тейлора, *Физическая химия* 981—1015 (перев. с англ.) Л. 1936, Гиншельвуода, *Кинетика газовых реакций* (перев. с англ.) М.-Л. 1933, Зултера, *Гетерогенный катализ* (перев. с нем.), Харьков 1932 и др. (см. литературу во введении).

Реакции в проходящем токе газа или жидкости. Объемная производительность. Анализ и приведение в систему данных для скоростей реакции в токе газа очень сложны, и эта область не разработана еще так полно, как область статических систем. Обсуждение этого вопроса см. у Бентона [Benton, *Ind. Eng. Chem.* 19, 494 (1927); *J. Am. Chem. Soc.* 53, 2984 (1931)].

В „проточных“ системах при постоянстве всех других условий степень конверсии определяется временем соприкосновения реактивов с катализатором. Время контактирования не поддается непосредственному измерению и зависит от скорости течения газовой смеси и от количества катализатора. Обычно на практике его выражают в объемной скорости. Объемной скоростью² называют объем газа (при определенном к нормальным условиям) или жидкости, проходящий через данный объем катализатора V_c в единицу времени, подлежащий на этот объем, т. е. объемная скорость равна V/V_c . Она может быть вынесена к любой из основных частей реакционной смеси. Выход вещества в единицу времени на единицу объема катализатора называется объемной производительностью. Эта величина представляет

¹ Этот фактор в свою очередь сильно зависит от метода и условий приготовления катализатора.

² Правильнее было бы измерять этот объем при давлении и температуре реакционного пространства.

собой произведение частичного превращения F на объемную скорость, т. е. объемная производительность равна $F(V/V_0)$. На рис. 9 дана схематическая кривая изменения этой величины с ростом объемной скорости. Начальный отрезок кривой соответствует малым объемным скоростям, при которых всегда достигается равновесие, здесь объемная производительность прямо пропорциональна объемной скорости. При более высоких объемных скоростях, т. е. выше точки e , равновесие не достигается и частичное превращение является функцией объемной скорости. Оно уменьшается с ростом объемной скорости, однако медленнее, чем последняя растет. Соответственно этому объемная производительность Fx (объемная скорость) продолжает расти, но медленнее,

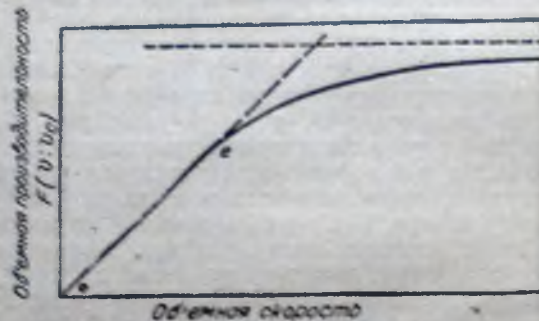


Рис. 9. Изменение объемной производительности с объемной скоростью (схема).

чем раньше. При очень больших объемных скоростях объемная производительность приближается к величине, независимой от объемной скорости, устойчивой и постоянной, определяемой природой поверхности катализатора и температурой. В случае когда реакция замедляется образующимся продуктом, можно ожидать относительно большего роста производительности с увеличением объемной скорости, чем в случаях, когда реакция не замедляется. Объемная скорость имеет исключительное значение при выборе объема оборудования для получения заданной производительности. На практике оптимальной объемной скоростью является та, при которой увеличение затрат по обслуживанию, вызванных увеличением объемной скорости, компенсируется ростом производительности.

VI. ТЕРМОДИНАМИКА

Термодинамика занимается изучением превращений энергии. Она дает количественные соотношения между различными видами энергии, среди которых механическая и электрическая работа и тепло имеют наибольшее значение в химической промышленности. Термодинамика базируется на трех широких обобщениях, известных, как три закона термодинамики. Из этих законов могут быть сделаны многочисленные выводы, приложимые к большому числу химических и физических превращений. Специальные уравнения и случаи применения читатель может найти в многочисленных учебниках и справочниках, посвященных этому вопросу. Во многих случаях удобно применять графический метод изображения некоторых процессов. Краткое описание этого метода дается в разделе VII.

Терминология. Ниже применяются следующие обозначения:

- U — внутренняя или полная энергия,
- A — максимальная работа,
- S — энтропия,
- F — свободная энергия,
- P — давление,
- H — теплосодержание или тепловая функция,
- T — абсолютная температура,
- Q — тепло, поглощенное системой из окружающей среды при бесконечно малых или конечных изменениях; тепло, выделяемое $-Q$,
- V — объем,
- W — работа, производимая системой в окружающей среде при конечном или бесконечно малом изменении, включая работу механическую и электрическую,
- $-W$ — внешняя работа окружающей среды, обращенная на систему,
- J — механический эквивалент тепла. $J = 4,185 \cdot 10^7$ эргов = 4,185 джоулей = 42670 г-см/15°C кал; или $J = 777,9$ футофутов англ. тепл. ед. (BTU), или $J = 2545$ BTU/л. с.-ч.
- C_p — молекулярная теплоемкость при постоянном давлении,
- C_v — молекулярная теплоемкость при постоянном объеме,
- R — газовая константа для моля газа,

Δ применяется для выражения конечного изменения перечисленных выше величин: ΔU обозначает конечное изменение внутренней энергии, а dU — бесконечно малое изменение той же энергии и т. д.

Первый закон термодинамики

Закон сохранения энергии, согласно которому энергия не может ни образоваться, ни исчезнуть является первым законом термодинамики. Часто он выражается иначе. Наиболее общая количественная формулировка, применимая к любым химическим и физическим процессам, дается следующим уравнением:

$$U_2 - U_1 = \Delta U = Q - W,$$

где ΔU , Q и W выражены в эквивалентных единицах. Если в процессе изменяются только два вида энергии, — тепло и механическая работа, или, правильнее, не происходит изменения внутренней энергии, тогда

$$W = JQ.^1$$

Это уравнение эквивалентности механической работы и тепла является частным случаем первого закона. Изменение внутренней энергии ΔU , сопровождающее всякое изменение состояния системы, определяется только начальным и конечным состоянием системы и не зависит от пути, по которому система переходит из первого состояния в последнее. Состояние системы определено, если такие переменные, как давление, объем, температура, масса и химический состав, которые характеризуют ее свойства, заданы и известны.

В то время как ΔU и следовательно разность $Q - W$ зависит только от начального и конечного состояния системы, величины Q и W сами по себе зависят от метода, которым проведен процесс.

Произведенная работа W может состоять из нескольких видов энергии: механической, например расширение против внешнего давления, электрической работы и других.

Внешняя работа расширения при переменном давлении выражается $\int_{V_1}^{V_2} P dV$, или при постоянном давлении, $P\Delta V$. Если производится только механическая работа расширения против давления, то

$$dU = Q - PdV, \quad (37)$$

или для конечных изменений

$$\Delta U = Q - \int_{V_1}^{V_2} P dV. \quad (37a)$$

При постоянном давлении $\Delta U = Q - P\Delta V$, а при постоянном объеме $\Delta U = Q$.

Теплосодержание (энтальпия). Для процессов при постоянном давлении таких, как химические реакции, часто удобно применять новую функцию H , теплосодержание системы, которое определяется уравнением:

$$H = U + PV.$$

При постоянном давлении

$$\Delta H = \Delta U + P\Delta V$$

и отсюда $\Delta H = Q$, где Q — тепло, поглощенное при постоянном давлении. Изменение теплосодержания системы измеряется следовательно теплотой реакции при постоянном давлении.²

¹ В последующих термодинамических уравнениях в этом разделе фактор пропорциональности J опущен, причем подразумевается, что количество тепла и работы выражены в эквивалентных единицах.

² Если реакция протекает с выделением тепла, в литературе часто выражают теплоту реакции положительной величиной. Следует отметить, что по обозначениям, применяемым здесь, $(-\Delta H) = Q_p'$ или $\Delta H = -Q_p'$, где Q_p' — тепло, выделенное при химической реакции. См. примечание на стр. 45.

Если не происходит изменения объема при постоянном давлении, то $\Delta H = \Delta U$; ΔU — теплота реакции при постоянном объеме.

О теплотах реакции при постоянном давлении и при постоянном объеме, а также об их изменениях с температурой см. стр. 45.

Теплоемкость. Термодинамически теплоемкость определяется уравнением

$$C = \frac{Q}{dT} = \frac{dU}{dT} + P \frac{dV}{dT}.$$

Отсюда при постоянном давлении

$$C_p = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_P. \quad (38)$$

и при постоянном объеме

$$C_v = \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_V. \quad (39)$$

Зависимость между C_p и C_v дается общим уравнением:

$$C_p - C_v = \left[P + \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T \right] \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_P. \quad (40)$$

Для идеального газа

$$C_p - C_v = P \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_P = R, \quad (41)$$

так как ниже будет показано, что для идеального газа $\left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T = 0$.

О теплоемкостях и их изменениях с температурой см. стр. 36.

Внутренняя энергия газа. Изменение внутренней энергии газа дается соотношением

$$dU = C_v dT + \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T dV. \quad (42)$$

При свободном расширении идеального газа не происходит термических изменений, и соответственно при этом процессе нет изменений внутренней энергии. Таким образом внутренняя энергия идеального газа при постоянной температуре не зависит от его объема: $(\partial U / \partial V)_T = 0$. Это положение можно считать дополнением к определению понятия идеального газа.

Реальные газы. Эффект Джоуля Томсона. Вынужденное расширение реальных газов сопровождается изменением температуры. Внутренняя энергия реальных газов при этом изменяется, но теплосодержание остается постоянным. Внутренняя энергия реального газа зависит от его объема.

Изменение температуры, сопровождающее вынужденное расширение реального газа, известно под названием эффекта Джоуля-Томсона. Коэффициент Джоуля-Томсона K , который характеризует изменение температуры с давлением, определяется математически уравнением

$$K = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H. \quad (43)$$

Он связан количественно с другими коэффициентами следующим образом

$$K = - \frac{(\partial H / \partial P)_T}{(\partial H / \partial T)_P}$$

и

$$K = - \frac{1}{C_p} \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_T.$$

Коэффициент Джоуля-Томсона определяется экспериментально. Его величина зависит от природы газа и является функцией температуры при постоянном ΔP , быстро возрастаая при понижении температуры. При обычных температурах некоторые газы, как воздух, O_2 , N_2 и CO_2 , охлаждаются при вынужденном расширении, тогда как другие, например водород, нагреваются. Для каждого газа существует температура, при которой процесс вынужденного расширения не вызывает ни охлаждения, ни нагревания ($K=0$). Эта температура носит название инверсионной. Ниже этой температуры газ охлаждается, а выше нагревается. Так, водород при вынужденном расширении при температуре жидкого воздуха охлаждается. Коэффициент Джоуля-Томсона почти не зависит от давления, исключая случаи высокого давления.

Эффект Джоуля-Томсона хорошо изучен для воздуха и некоторых других газов. Относительно мало известно об этом эффекте для газовых смесей.

Эффект Джоуля-Томсона используется в процессе Линде сжижения воздуха и может быть аналогично использован для сжижения других газов.

Обратимые и необратимые процессы. Процесс, протекающий таким образом, что он может быть по желанию обращен при помощи бесконечно малого изменения внешних условий, называется обратимым процессом. На протяжении такого процесса система все время находится в устойчивом равновесии. Система, подвергаясь обратному превращению, теоретически может быть возвращена в исходное состояние без затраты внешней энергии. Обратимый процесс является теоретическим идеалом, и основное значение его заключается в том, что к нему, как к пределу, приближаются все реальные процессы.

Все самопроизвольно протекающие процессы необратимы. Их направление не может быть изменено без применения энергии извне. Так, расширение газа против постоянно более низкого давления является процессом необратимым. Если это расширение могло бы быть осуществлено между начальным и конечным состоянием рядом бесконечно малых ступеней, на каждой из которых внешнее давление отличалось бы от внутреннего на бесконечно малую величину, то теоретически процесс этот мог бы быть по желанию обращен на каждой ступени при помощи бесконечно малого изменения внешнего давления и являлся бы обратимым. Такой процесс очевидно неосуществим на практике, так как требует бесконечно большого числа ступеней и бесконечно большого времени. Чем больше число ступеней, тем больше процесс приближается к обратимому.

Максимальная работа. Работа, которую система может произвести при переходе из одного состояния в другое, будет максимальной, тогда процесс обратим. Работа, совершаемая реальным процессом, пе-

реводящим систему из одного состояния в другое, меньше максимальной, но приближается к последней, как к пределу, по мере увеличения обратимости процесса. Максимальная работа, совершаемая системой, равна минимальной работе, потребной для возвращения системы в ее первоначальное состояние. Максимальная работа системы термодинамически выражается уравнением:

$$A = U - TS.$$

Изменение работоспособности системы равно максимальной работе, которую система может совершить в частном процессе, или $-\Delta A = W_{\max}$; $-\Delta A$ определяет максимальное количество работы, которую система может произвести, претерпевая данное изменение, если процесс протекает обратимо. Совершаемая в действительности системой работа не обязательно равна $-\Delta A$, а зависит от метода, которым проводится процесс. Для изотермического процесса

$$\Delta A = \Delta U - T\Delta S. \quad (44)$$

Величина максимальной работы ΔA зависит только от начального и конечного состояния системы и является теоретически очень важной величиной, так как она дает предельную мощность данной системы при протекании данного процесса.

Изотермическое расширение и сжатие. На основании первого закона выводится общее уравнение для количества тепла, поглощенного газом, претерпевающим изменение состояния:

$$Q = C_v dT + \left[P + \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T \right] dV, \quad (45)$$

или

$$Q = C_v dT + (C_p - C_v) \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_P. \quad (45a)$$

Для изотермического превращения $dT=0$; следовательно

$$Q = \left[P + \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T \right] dV. \quad (46)$$

Так как для идеального газа $\left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T = 0$, то

$$Q = PdV = W, \quad (47)$$

т. е. работа, совершаемая идеальным газом при изотермическом расширении, равна поглощенному этим газом теплу, или тепло, выделенное при изотермическом сжатии, равно затраченной работе. Для реального газа $\left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T$ не равно нулю, и следовательно это положение для реального газа верно лишь в той степени, поскольку он следует закону идеального газового состояния.

Внешняя работа, совершенная газом при изотермическом обратимом расширении

$$W_{\max} = \int_{V_1}^{V_2} PdV, \quad (48)$$

где V_2 и V_1 — соответственно конечный и начальный объемы. Так как P меняется во время расширения, то соотношение между P и V можно узнать, проинтегрировав это уравнение. Для 1 моля идеального газа $PV = RT$, следовательно

$$W_{\max} = RT \ln \frac{V_2}{V_1} = RT \ln \frac{P_1}{P_2}. \quad (49)$$

Это уравнение дает величину минимальной работы, потребной для сжатия идеального газа от объема V_2 до V_1 . В действительности процесс сжатия всегда необратим и следовательно потребная работа больше этой минимальной. В случае когда реальный газ не следует с достаточным приближением законам идеального газового состояния, соотношение между P и V сложно и меняется в зависимости от природы газа. Вычисление работы расширения или сжатия интегрированием в этом случае очень кропотливо и удобнее осуществляется графическим методом, который будет описан далее.

Тепло, поглощаемое при изотермическом расширении идеального газа

$$Q = RT \ln \frac{V_2}{V_1} = RT \ln \frac{P_1}{P_2}. \quad (50)$$

Тепло, выделяющееся при сжатии газа, должно рассеиваться с той же скоростью, с какой оно освобождается, для того чтобы процесс был изотермичен. На практике внезапное сжатие или расширение газа скорее является адиабатическим процессом, так как скорость передачи тепла обычно недостаточна для сохранения постоянной температуры.

Адиабатическое расширение и сжатие. В адиабатическом процессе нет обмена тепла с окружающей средой.

Отсюда

$$Q = 0 \quad \text{и} \quad dU = -W = -PdV.$$

Для идеального газа

$$dU = C_v dT \quad \text{и} \quad C_v dT = -PdV.$$

Во время адиабатического расширения или сжатия идеальный газ следует уравнению

$$C_v \ln \frac{T_2}{T_1} = R \ln \frac{V_1}{V_2} \quad (51)$$

или

$$\left(\frac{T_2}{T_1}\right) = \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{\gamma-1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}, \quad (52)$$

где $\gamma = \frac{C_p}{C_v}$. γ принимается за постоянную (независимую от температуры и давления), и для постоянных двухатомных газов приближенно равна 1,405. Из этих соотношений видно, что температура газа падает при адиабатическом расширении и растет при адиабатическом сжатии. Вышеприведенное уравнение можно также переписать следующим образом:

$$P_1 V_1^\gamma = P_2 V_2^\gamma, \quad (53)$$

или

$$PV^\gamma = \text{const.}$$

Эти уравнения наиболее часто применяются для адиабатического расширения и сжатия газа.

Максимальная работа адиабатического расширения W дается уравнением:

$$W_{\max} = C_v (T_1 - T_2) = \int_{V_1}^{V_2} PdV \quad (C_v = \text{const}). \quad (54)$$

После интегрирования получаем:

$$W_{\max} = \frac{1}{\gamma-1} (P_1 V_1 - P_2 V_2) \quad (55)$$

$$= \frac{P_1 V_1}{\gamma-1} \left[1 - \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^{\gamma-1} \right] \quad (56)$$

$$= \frac{\gamma}{\gamma-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (57)$$

$$= \frac{R}{\gamma-1} (T_1 - T_2) = C_v (T_1 - T_2). \quad (58)$$

Максимальная работа расширения равна минимальной работе сжатия.

В вышеприведенном уравнении $\gamma = \frac{C_p}{C_v}$ принято постоянным.

Для реальных газов в обычных пределах температуры и давления это приблизительно справедливо, и так как реальные газы при низких давлениях подчиняются законам идеального газового состояния, то указанное уравнение достаточно точно для них в этих условиях. При высоких давлениях γ зависит и от температуры и от давления, и кроме того реальные газы при этом уже заметно отступают от идеальных законов. Следовательно, вышеприведенное уравнение не может быть в этих условиях применено к ним с достаточной точностью. В этих случаях лучшие результаты дают графический метод и энтропийные диаграммы, описанные на стр. 109 и след. Значение γ для различных газов см. стр. 38.

Следует отметить, что работа, потребная для адиабатического сжатия, больше чем для изотермического.

Второй закон термодинамики

Этот закон касается превращения тепла в работу. Формулировки второго закона таковы: (1) Для машины, работающей по принципу кругового процесса, невозможно превращение тепла в эквивалентное количество работы без использования изменения энергии или машины. (2) Все самопроизвольные процессы, протекающие в природе, необратимы. (3) Все системы стремятся к равновесному состоянию. Второй закон может быть применен к большому числу химических и физических превращений.

При помощи идеального цикла обратимых превращений, осуществляемых в идеальной машине Карно, можно установить количественное соотношение для максимального количества тепла, которое может быть превращено в работу:

$$W_{\max} = Q_2 \frac{T_2 - T_1}{T_2}, \quad (60)$$

где Q_2 — количество тепла, поглощенного при более высокой температуре T_2 , а T_1 — более низкая температура, при которой тепло отдается. Это уравнение можно считать количественным выражением второго закона.

Уравнение (60) дает максимальное количество работы, которое может быть произведено в круговом обратимом процессе любой машиной между двумя определенными температурами. Количество тепла, превращаемого в работу, во всякой реальной машине меньше этого количества.

Термический к. п. д. любого теплового цикла определяется соотношением:

$$\frac{\text{тепло полученное} - \text{тепло отданное}}{\text{тепло полученное}} = \frac{W}{J}.$$

Коэффициент полезного действия цикла Карно $\frac{T_2 - T_1}{T_2}$ является максимальным для любой тепловой машины. Например максимальный к. п. д. машины, получающей тепло при 250° и отдающей его при 80° , будет

$$\frac{T_2 - T_1}{T_2} 100 = \frac{[(250 + 273) - (80 + 273)]}{250 + 273} 100 = 0,325 \cdot 100 = 32,5\%,$$

и ни одна реальная машина, работающая в этом интервале температур, не может достигнуть этого к. п. д.

Энтропия. Понятие энтропии системы вводится в форме утверждения, что изменение энтропии равно количеству тепла, поглощенного при обратимом процессе, деленному на абсолютную температуру:

$$dS = \frac{dQ}{T}. \quad (61)$$

Для конечного изменения

$$\Delta S = S_2 - S_1 = \frac{Q}{T}.$$

Энтропия системы зависит только от переменных, определяющих состояние системы, а изменения энтропии, сопровождающие какое-либо определенное изменение состояния, зависят только от начального и конечного состояния системы и не зависят от пути, по которому система переходит из первого во второе. В изолированной системе $\Delta S = 0$, если протекающий процесс обратим. Для необратимого процесса в изолированной системе $\Delta S > 0$, что означает увеличение энтропии всех участвующих систем. Изменение энтропии в адиабатическом обратимом процессе очевидно равно нулю. При процессе, протекающем самопроизвольно, энтропия системы в целом увеличивается.

Расширение газа в вакуум, диффузия и теплопроводность могут служить примером таких необратимых процессов, при которых энтропия возрастает.

Из сопоставления первого закона и из определения энтропии для обратимого процесса следует

$$dS = \frac{dU + PdV}{T}. \quad (62)$$

Отсюда для неизолированной системы или для изотермического процесса

$$TdS - dU - PdV = 0,$$

если процесс обратим. Если он необратим, тогда

$$TdS - dU - PdV > 0.$$

Изменение энтропии с температурой. Изменение энтропии с температурой дается уравнением:

$$\frac{dS}{dT} = \frac{C}{T} \quad \text{или} \quad dS = C d \ln T. \quad (63)$$

Для конечного изменения при постоянном давлении:

$$\Delta S = S_2 - S_1 = \int_{T_1}^{T_2} C_p d \ln T \quad (64)$$

и при постоянном объеме:

$$\Delta S = S_2 - S_1 = \int_{T_1}^{T_2} C_v d \ln T. \quad (65)$$

Интегрируем эти уравнения, предполагая, что теплоемкости не зависят от температуры, что для многих веществ приблизительно справедливо в небольших интервалах и обычных областях температуры, и получаем при постоянном давлении

$$S_2 - S_1 = 2,303 C_p \lg \frac{T_2}{T_1} \quad (66)$$

и при постоянном объеме

$$S_2 - S_1 = 2,303 C_v \lg \frac{T_2}{T_1}. \quad (67)$$

Обычно C_p и C_v зависят от температуры, и для точных расчетов необходимо знать соотношение между теплоемкостью и температурой для отдельных веществ, участвующих в процессе. Это особенно важно для низких температур. Если это соотношение известно, интеграл уравнения (64) или (65) может быть решен из графика C_p (или C_v) относительно $\lg T$ обычным методом графического интегрирования. Интегрирование может быть произведено и аналитически, в случае когда C_p выражено как функция T с достаточной точностью эмпирическим уравнением (типа уравнения на стр. 37). Это часто можно сделать для многих обычных газов в обычных областях температуры. Все же этот метод, как правило, более длителен и менее точен, чем

графическое интегрирование, в особенности для низких температур, когда простое эмпирическое уравнение теплоемкости неприменимо.

Аналогично предыдущему способу можно выразить изменение ΔS с температурой следующим уравнением:

$$\Delta S_2 - \Delta S_1 = \int_{T_1}^{T_2} \Delta C_p d \ln T, \quad (68)$$

где ΔC_p — разность между теплоемкостями продуктов реакции и исходных веществ, участвующих в превращении.

Изменение энтропии идеального газа. Если U и P известны и даны как функции от V и T , уравнение (62) можно проинтегрировать и получить изменение энтропии для конечных изменений состояния, но это не общий случай. Для изменений энтропии идеального газа можно получить несколько выражений:

$$S_2 - S_1 = C_v \ln \frac{T_2}{T_1} + R \ln \frac{V_2}{V_1}, \quad (69a)$$

или

$$S_2 - S_1 = C_p \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{P_2}{P_1}, \quad (69b)$$

или

$$S_2 - S_1 = C_v \ln \frac{P_2}{P_1} + C_p \ln \frac{V_2}{V_1}. \quad (69c)$$

При интегрировании C_p принимается за постоянную величину.

Свободная энергия. Понятие о свободной энергии имеет огромное теоретическое и практическое значение при рассмотрении работы и равновесных соотношений в химических превращениях. Детальный разбор этого вопроса и примеры вычисления свободной энергии можно найти у Lewis и Randall, *Thermodynamics and the Free Energy of Chemical Substances*, McGraw-Hill, New York 1923. Ср. также Партингтон и А. В. Раковский, *Курс химической термодинамики* (перев. с англ.), М.—Л. 1932 и другие руководства, указанные во введении.

Свободная энергия определяется термодинамическим уравнением

$$F = A + PV.$$

Для конечного изотермического обратимого превращения при постоянном давлении

$$\Delta F = \Delta A + P \Delta V.$$

Очевидно, что изменение свободной энергии ΔF отличается от максимальной работы ΔA на количество внешней $P-V$ работы, сопровождающей изотермический обратимый процесс.

Свободная энергия связана с энтропией уравнением $F = H - TS$, и для изотермического процесса

$$\Delta F = \Delta H - T \Delta S. \quad (70)$$

Изменение свободной энергии, сопровождающее химическую реакцию, может быть вычислено при помощи этого уравнения из теплоты реакции и изменения энтропии.

Третий закон термодинамики

Третий закон гласит, что энтропия идеального кристаллического вещества при абсолютном нуле равна нулю. Третий закон термодинамики справедлив только для собственно кристаллов, но в некоторых отношениях он может быть применен без большой ошибки к растворам и к сплавам.

Этот закон позволяет проинтегрировать уравнение (64) в пределах от абсолютного нуля до любой произвольно выбранной температуры. Интегрирование дает абсолютное значение энтропии данного вещества для данной температуры:

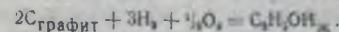
$$S_{p,T} = 2,303 \int_0^T C_p d \lg T. \quad (71)$$

Кривая зависимости C_p от температуры для любого вещества может быть построена по экспериментальным данным до очень низких температур, затем экстраполирована до нуля (абсолютного) температуры на основе третьего закона. Отсюда значение абсолютной энтропии вещества может быть вычислено помощью графического определения величины интеграла. К полученной величине необходимо прибавить изменение энтропии при изменениях агрегатного состояния или кристаллической формы во время перехода вещества от 0° (абс.) до T° К. Этим способом определена энтропия многих веществ.

Вычисление изменения свободной энергии для данной реакции из величины энтропии и уравнения (70) производится тогда очень просто, как это видно из следующего примера. [Cp. Glauque, *J. Am. Chem. Soc.*, 52, 4816 (1930)].

Пример. Вычислить свободную энергию образования этанола при 25° , если $\Delta H_{298}^\circ = -66\,300$ кал, а величина энтропии при 298° (S_{298}) составляет для $C_2H_5OH_{ж}$ — 31,23; O_2 — 48,2; $C_2H_6O_{ж}$ — 38,4.

Решение.



$$\Delta S_{298} = S_{\text{прод.}} - S_{\text{исход.}} = 38,4 - [(2 \cdot 1,27) + (3 \cdot 31,23) + (\frac{1}{2} \cdot 48,2)] = -8,21$$

$$\Delta F_{298} = \Delta H_{298} - T \Delta S_{298} = -66\,300 - [298 \cdot (-8,21)] = -41\,900 \text{ кал.}$$

Метод этот очень полезен для вычисления ΔF и следовательно констант равновесия реакций органического синтеза, так как во многих случаях эти величины не могут быть непосредственно измерены.

Изменение свободной энергии при изменении физического состояния. Для обратимо протекающего изменения объема или давления

$$\int dF = \int V dP.$$

Это общее уравнение может быть приложено к газообразным, жидким и твердым системам. Для того чтобы его проинтегрировать применительно к конечным изменениям свободной энергии, необходимо знать функциональную зависимость объема системы от давления. Для изотермического расширения 1 моля идеального газа от давления

ния P_1 до более низкого давления P_2 , так как при этом $V = RT/P$, найдем

$$\Delta F = F_2 - F_1 = -RT \int_{P_1}^{P_2} d \ln P = -RT \ln \frac{P_2}{P_1}. \quad (72)$$

Из этого уравнения видно, что расширение газа сопровождается уменьшением свободной энергии, так как ΔF имеет отрицательную величину.

Изменение свободной энергии и равновесие. Для любого обратимого процесса, химического или физического — это безразлично, при постоянном давлении и температуре $\Delta F = 0$. Химическая реакция в момент равновесия является обратимым процессом, и следовательно для состояния равновесия любой реакции $\Delta F = 0$. Испарение воды при температуре ее кипения при данном давлении или плавление льда при 0° могут служить примером обратимых физических процессов: для них ΔF тоже равно нулю.

Необратимые процессы, происходящие при постоянной температуре и постоянном давлении, сопровождаются изменением свободной энергии, т. е. для них ΔF отрицательно. Следовательно если для того или иного изменения в состоянии системы ΔF положительно, это изменение не может происходить без поглощения энергии извне.

Величина изменения свободной энергии для любой химической реакции дает количественное представление о возможности протекания данного процесса. Если например для какой-либо реакции ΔF отрицательно, она может протекать (это не значит, что обязательно будет протекать. *Ред.*) самопроизвольно в данном направлении; если ΔF положительно — данный процесс самопроизвольно идти не может.

Изменение свободной энергии при химических реакциях. Стандартная свободная энергия. Изменение свободной энергии при каждой данной реакции зависит от начального и конечного состояния веществ, участвующих в реакции, например от их концентраций или давлений. Так, изменение свободной энергии при том или ином взаимодействии газообразного аммиака при $0,5 \text{ ат}$ отлично от изменения свободной энергии при такой же реакции аммиака в водном растворе. Для реакции, в которой участвуют идеальные газы, например



изменение свободной энергии при любом начальном и конечном давлении дается уравнением:

$$\Delta F = RT \ln \frac{p_3^d \cdot p_4^e}{p_1^a \cdot p_2^b} - RT \ln \frac{p_3'^d \cdot p_4'^e}{p_1'^a \cdot p_2'^b}. \quad (73)$$

В этом уравнении p_1 и p_2 — начальные давления, p_3 и p_4 — конечные давления продуктов, а p_1' , p_2' , p_3' и p_4' — равновесные парциальные давления газов, участвующих в реакции. Для идеальных растворов уравнение имеет аналогичный вид:

$$\Delta F = RT \ln \frac{C_3^d \cdot C_4^e}{C_1^a \cdot C_2^b} - RT \ln \frac{C_3^d}{C_1^a \cdot C_2^b}. \quad (73a)$$

Здесь C_1 и C_2 — начальные концентрации, C_3 и C_4 — конечные концентрации продуктов, а C_1' , C_2' , C_3' и C_4' — равновесные концентрации веществ в молях на 1 л. Оба уравнения достаточно точны для низких давлений и разведенных растворов, для которых действительны законы идеального газового состояния.

Для вывода уравнения, пригодного во всех условиях, Льюис и Рандалл ввели понятие активности (см. например Lewis и Randall, Thermodynamics and the free Energy, New York 1923). Активность — это свойство, определяемое термодинамически. Активность идеального газа равна его парциальному давлению, активность растворенного неэлектролита при бесконечном разбавлении равна его молярной концентрации. Определение понятия активности электролитов более сложно. Если в уравнение (73) подставить активности вместо давлений или в уравнение (73a) — вместо концентраций, то эти уравнения оказываются точными и для данных условий. Однако активность должна быть определена экспериментально для каждой частицы системы, а потому она еще не имеет большого практического значения для технологических расчетов.

В целях систематизации и упрощения применения данных об изменении свободной энергии введено понятие о стандартном состоянии. Изменение свободной энергии в реакции, протекающей с веществами, находящимися в стандартном состоянии, называется стандартным изменением свободной энергии ΔF° . Для твердых, жидких и газообразных веществ, участвующих в той или иной реакции, за стандартное состояние принимается давление в 1 ат , причем эти вещества одновременно предполагаются чистыми и в модификации, устойчивой при стандартных условиях. Для газов собственно считают стандартным состояние, при котором газ подчиняется закону идеальных газов и когда активность его равна единице; однако в большинстве случаев для практических целей это равносильно принятию для газов за стандартное давление 1 ат , при котором активность практически равна давлению. Например ΔF° для реакции в газовой системе отнесется к условиям, при которых исходные вещества имеют каждое парциальное давление в 1 ат и превращаются в продукты реакции также с парциальным давлением в 1 ат ; при этом предполагается, что газы находятся в идеальном состоянии. Для растворов за стандартное принимается состояние, соответствующее активности, равной единице, т. е. в случае идеальных растворов соответствующее концентрации в 1 моль/л .

(Ср. например Улих, Химическая термодинамика, ГХТИ 1935).

Стандартное изменение свободной энергии и константа равновесия. Так как для стандартного состояния p_1 , p_2 , p_3 и p_4 в уравнении (73) принимаются за единицу, то отсюда

$$\Delta F^\circ = -RT \ln K,$$

74

где K — константа равновесия данной реакции. Это уравнение справедливо в том случае, если K выражено через активности; если же в него подставить K_p или K_c , оно оказывается верным лишь для идеальных газов или растворов. K_p зависит от давления при более или менее высоких давлениях, а $K_{\text{активн}}$ от давления не зависит. Впрочем для газов в обычных пределах давлений и для очень разведенных растворов

с достаточным для практических целей приближением можно применять и уравнения:

$$\Delta F^\circ = -RT \ln K_p \quad (75)$$

и

$$\Delta F^\circ = -RT \ln K_c. \quad (75a)$$

Если известно ΔF° , то для данной реакции из этих уравнений можно вычислить константу равновесия, и обратно, из измерений константы равновесия возможно найти ΔF° . В тех случаях, когда данные о свободной энергии входящих в реакцию веществ отсутствуют, константа равновесия может быть приближенно оценена с помощью приведенной выше (стр. 76) формулы Нернста (уравнение 24), но если только такие данные имеются, следует всегда пользоваться уравнениями (75) и (75a).

Свободная энергия и электродвижущая сила. Для реакции, протекающей обратимо в гальваническом элементе, ΔF связано с э. д. с. E элемента следующим соотношением:

$$\Delta F = -NFE, \quad (76)$$

где N — число эквивалентов, прошедших через элемент, F — число Фарадея (96 494 кулонов или 23 074 кал на вольт эквивалент).

Если обозначить через E° э. д. с. элемента при условии взаимодействия веществ в стандартных состояниях (стандартный потенциал), тогда

$$\Delta F^\circ = -NFE^\circ. \quad (77)$$

E и E° связаны между собой уравнением:

$$E = E^\circ - \frac{RT}{NF} \ln \frac{C_3 \cdot C_4}{C_1 \cdot C_2}. \quad (78)$$

Отсюда

$$-RT \ln K = -NFE^\circ \quad (79)$$

и следовательно

$$E^\circ = \frac{RT}{NF} \ln K. \quad (80)$$

Таким образом для реакций, которые могут быть осуществлены обратимо в гальваническом элементе, возможно вычисление ΔF и константы равновесия по этим уравнениям из экспериментально определенной э. д. с. элемента. При этом, как уже указано выше, необходимо для точных расчетов вводить в эти уравнения активности вместо концентраций, если исследуемые растворы или газы заметно отклоняются от законов идеального состояния.

Согласно известному уравнению Гиббса-Гельмгольца

$$E + \frac{\Delta H}{NF} = T \frac{dE}{dT}, \quad (81)$$

здесь E — э. д. с. элемента, ΔH — теплота реакции, протекающей в элементе, а T — абсолютная температура, при которой идет процесс. Это уравнение можно написать иначе:

$$\Delta F - \Delta H = -NFT \left(\frac{dE}{dT} \right). \quad (82)$$

При этом нужно иметь в виду, что ΔF и ΔH выражены в калориях, а следовательно и F должно быть также перечислено в калориях. С помощью этого уравнения можно вычислить теплоту электрохимической реакции из э. д. с. элемента, в котором протекает эта реакция, и из температурного коэффициента э. д. с. элемента.

Зависимость изменения свободной энергии от температуры. Из первого и второго закона может быть выведено основное уравнение

$$\left(\frac{\partial \Delta F}{\partial T} \right)_P = -\Delta S = \frac{\Delta F - \Delta H}{T}, \quad (83)$$

или в другой форме:

$$\left[\frac{\partial (\Delta F/T)}{\partial (1/T)} \right]_P = \Delta H. \quad (84)$$

Это уравнение дает влияние температуры на изменение свободной энергии. Оно может быть проинтегрировано для конечного интервала температур. В большинстве случаев для обычного интервала температур зависимость ΔH от температуры можно выразить достаточно точно уравнением (стр. 48):

$$\Delta H_T = \Delta H_0 + \Delta aT + \frac{1}{2} \Delta bT^2 + \frac{1}{3} \Delta cT^3 + \dots \quad (85)$$

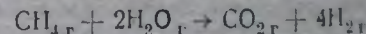
Тогда интегрирование уравнения (84) дает для изменений ΔF с температурой

$$\Delta F_T = \Delta H_0 - \Delta aT \ln T - \frac{1}{2} \Delta bT^2 - \frac{1}{6} \Delta cT^3 \dots + IT, \quad (86)$$

где I — константа интегрирования. Значение этой константы можно вычислить из экспериментального определения величины ΔF при какой-либо температуре. Для применения уравнения (86) необходимо знать зависимость удельных теплот участвующих в реакции веществ от температуры и теплоту реакции при какой-либо температуре для вычисления константы интегрирования ΔH_0 из уравнения (85). Эти соотношения очень полезны для вычисления констант равновесия при различных температурах из данных о свободной энергии.

Свободная энергия образования веществ из элементов. Комбинирование уравнений для свободной энергии. Значение ΔF° для реакции образования данного соединения из элементов, взятых в стандартных условиях, называют свободной энергией образования данного соединения. Величина свободной энергии образования дается обычно для стандартной температуры в 25° . Свободная энергия образования элементов при атмосферном давлении и при температуре 25° в их естественном состоянии (например хлор в виде газа, сера в ромбической модификации и т. п. *Ред.*) принимается равной нулю. ΔS_{298} для реакций образования данного соединения носит название энтропии образования соединения. Энтропия для неорганических соединений см. Kelley, U. S. Bureau of Mines Bul. 350.

Величины ΔF аддитивны и потому ΔF° для данной реакции можно вычислить из свободной энергии образования реагирующих веществ и продуктов реакции, так же как вычисляется теплота реакции из теплот образования. Например для реакции:



$$\text{CH}_4 : \Delta F_{298}^\circ = -12\,200 \text{ кал}; \quad 2\text{H}_2\text{O} : \Delta F_{298}^\circ = -109\,000 \text{ кал}.$$

$$\text{CO}_{2\text{г}}: \Delta F_{298}^\circ = -94\,260 \text{ кал}; \quad 4\text{H}_{2\text{г}}: \Delta F_{298}^\circ = 0.$$

Отсюда ΔF_{298}° для данной реакции:

$$\Delta F_{298}^\circ = \Delta F_{298}^\circ \text{ для продуктов} - \Delta F_{298}^\circ \text{ для исходных} = -94\,260 + \\ + 0 - (-109\,000 - 12\,200) = 26\,940 \text{ кал.}$$

Свободная энергия образования определена для многих соединений. Аналогично приведенному примеру возможно комбинирование значений ΔF для двух реакций или комбинирование значений ΔF при различных температурах для вычисления ΔF третьей реакции.

Вычисление свободной энергии¹. Для иллюстрации общих принципов вычисления свободной энергии и применения результатов вычислений для практических целей разберем два примера. Большое число систематически подобранных расчетов этого рода дано в книге Льюис и Рандаль, указанной выше.

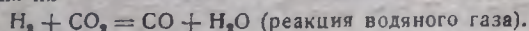
Точность полученных при расчетах данных зависит от надежности исходных величин.

Пример 1. Вычислить ΔF и константу равновесия для реакции водяного газа при 727° из следующих данных:

$$\text{CO}_2 = \text{CO} + \frac{1}{2} \text{O}_2; \Delta F^\circ = 67\,510 - 2,75 T \ln T + 0,0028 T^2 - 0,0000031 T^3 - 4,46 T, \quad (\text{a})$$

$$\text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}_\text{г}; \Delta F^\circ = -57\,410 + 0,94 T \ln T + 0,00165 T^2 - 0,0000037 T^3 + 3,92 T. \quad (\text{b})$$

Решение. Комбинируя уравнения (a) и (b) для реакций и для ΔF° , получаем путем суммирования их



$$\Delta F^\circ = 10\,100 - 1,81 T \ln T + 0,00445 T^2 - 0,0000068 T^3 - 0,54 T.$$

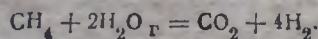
Для $T = 1\,000^\circ \text{K}$ получаем $\Delta F^\circ = 825 \text{ кал}$, а из уравнения $\Delta F^\circ = -RT \ln K_p$ находим

$$K_p = \frac{p_{\text{CO}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{H}_2}} = 0,66 \text{ при } 727^\circ.$$

Заметим, что Браунт [Ind. Eng. Chem. 22, 1019 (1931)] получил, пользуясь более поздними измерениями теплот и уравнением Истмана для вычисления удельных теплот, несколько другое уравнение для ΔF° этой же реакции, а именно:

$$\Delta F^\circ = 9420 - 3,16 T \ln T + 0,008314 T^2 - 0,000002585 T^3 + 0,00000003770 T^4 + 7,0057 T.$$

Пример 2. Вычислить ΔF° при 25° и ΔF° и константу равновесия при 1000° для реакции:



Данные для вычисления

Вещество	ΔF_{298}° образования	ΔH_{298}° образования
CH ₄	-12 200	-18 500
H ₂ O _г	-54 500	-57 800
CO ₂	-94 260	-94 400
H ₂	0	0

¹ Относительно расчета химических равновесий в газовых реакциях см. А. В. Фрост, Успехи химии 2,445 (1933). Расчет равновесия для некоторых органических реакций дается также в ряде статей Фроста с сотрудниками в Журн. общ. хим. 1, 367 (1931); 2, 534, 542, 715 (1932); 4, 124 (1934).—Прим. ред.

Теплоемкость C_p

$$\begin{aligned} \text{CH}_4 & \dots\dots\dots 4,38 + 0,01417 T \\ \text{H}_2\text{O}_\text{г} & \dots\dots\dots 8,32 - 0,00053 T + 0,000027 T^2 \\ \text{CO}_2 & \dots\dots\dots 5,07 + 0,0183 T - 0,0000129 T^2 \\ \text{H}_2 & \dots\dots\dots 6,85 + 0,0028 T + 0,0000022 T^2 \end{aligned}$$

Решение. Для данной реакции

$$\Delta F_{298}^\circ = \Delta F^\circ \text{ для продуктов} - \Delta F^\circ \text{ для исходн.} = -94\,260 + 0 - [2 \cdot (-54\,500) + \\ + (-12\,200)] = 26\,940 \text{ кал.}$$

Так как ΔF° имеет большое положительное значение при 25°, реакция в этом направлении при данной температуре самопроизвольно не идет, и значение K_p должно быть очень мало.

Теплота реакции при 20° вычисляется следующим образом:

$$\Delta H_{293} = \Delta H^\circ \text{ для продуктов} - \Delta H^\circ \text{ для исходн.} = -94\,400 + 0 - [2 \cdot (-57\,800) + \\ + (-18\,500)] = 39\,700 \text{ кал.}$$

Для вычисления ΔF° при 1000° С (1273° К) применяем уравнения (85) и (86):

$$\Delta C_p \text{ для реакции} = C_{p\text{CO}_2} + 4C_{p\text{H}_2} - C_{p\text{CH}_4} - 2C_{p\text{H}_2\text{O}} = \Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 = \\ = 11,45 + 0,004556 T - 0,00001742 T^2.$$

Отсюда уравнение (85) принимает вид:

$$\Delta H = \Delta H_0 + 11,45 T + 0,002278 T^2 - 0,0000581 T^3.$$

Подставляя значение ΔH при 293° К и решая уравнение для ΔH_0 , получаем:

$$\Delta H_0 = 39\,700 - 11,45 \cdot 293 - 0,002278 \cdot 293^2 + 0,0000581 \cdot 293^3 = 36\,295 \text{ кал.}$$

Тогда уравнение (86) для изменения ΔF с температурой дает

$$\Delta F^\circ = 36\,295 - 11,45 T \ln T - 0,002278 T^2 + 0,00002903 T^3 + IT.$$

Подстановка $\Delta F^\circ = 26\,940 \text{ кал}$ при 25° С (298° К) позволяет теперь найти константу интегрирования:

$$298 I = 26\,940 - 36\,295 + 11,45 \cdot 298 \cdot 2,303 \cdot 2,47422 + 0,002278 \cdot 298^2 - 0,00002903 \cdot 298^3 \\ I = 34,5.$$

Вводя это значение I в уравнение для ΔF° и решая это уравнение для 1273° К, получаем:

$$\Delta F^\circ = 36\,295 - 11,45 \cdot 1\,273 \cdot 2,303 \cdot 3,1048 - 0,002278 \cdot 1\,273^2 + 0,00002903 \cdot 1\,273^3 + 34,5 \cdot 1\,273 \\ \Delta F^\circ = -21\,700 \text{ кал при } 1\,000^\circ.$$

Отсюда из уравнения

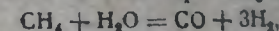
$$\Delta F_{1273}^\circ = -RT \ln K_p \text{ (стр. 104)}$$

находим величину K_p

$$\lg K_p = \frac{21\,700}{1,985 \cdot 1\,273 \cdot 2,303} = 3,729,$$

$$K_p = \frac{p_{\text{CO}_2} \cdot p_{\text{H}_2}^4}{p_{\text{CH}_4} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}^2} = 5\,370 \text{ при } 1\,000^\circ.$$

Такой результат показывает, что равновесие достигается при почти полном превращении метана и водяного пара и что эта реакция применима для получения водорода при 1000°. В действительности при высоких температурах метан реагирует с водяным паром преимущественно по более простому уравнению:



которое термодинамически также вполне осуществимо при этой температуре. Однако преобладание того или иного направления в течении реакций определяется не только чисто термодинамическими соображениями, также соотношением скоростей всех возможных между данными веществами реакций.

Перечень важнейших термодинамических уравнений

$$Q = (V_1 - V_2) T \frac{dp}{dT}; \quad dQ = C_p dT + T \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_v dV;$$

$$dQ = C_p dT - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p dp; \quad dQ = C_v \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_v dp + C_p \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_p dV;$$

$$C_p = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p = \left(\frac{\partial Q}{\partial T} \right)_p; \quad C_v = \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_v = \left(\frac{\partial Q}{\partial T} \right)_v;$$

$$C_p = \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_p + p \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p; \quad C_p = \left[\left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_v + p \right] \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p + \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_v;$$

$$\left(\frac{\partial U}{\partial p} \right)_T = -p \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p; \quad \left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T = T \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_v - p;$$

$$\left(\frac{\partial C_p}{\partial p} \right)_T = -T \left(\frac{\partial^2 V}{\partial T^2} \right)_p; \quad \left(\frac{\partial C_v}{\partial V} \right)_T = T \left(\frac{\partial^2 p}{\partial T^2} \right)_v;$$

$$C_p dT + \left(\frac{\partial U}{\partial p} \right)_T dp + p \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T dp = 0; \quad C_v dT + \left[\left(\frac{\partial U}{\partial V} \right)_T + p \right] dV = 0;$$

$$C_p - C_v = T \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_v \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p = -T \left(\frac{\partial p}{\partial V} \right)_T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p^2;$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial T} \right)_v = \frac{C_v}{T}; \quad \left(\frac{\partial S}{\partial V} \right)_T = \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_v;$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial T} \right)_p = \frac{C_p}{T}; \quad \left(\frac{\partial S}{\partial p} \right)_T = - \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p;$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_u = \frac{p \left(\partial V / \partial p \right)_T + T \left(\partial V / \partial T \right)_p}{C_p - p \left(\partial V / \partial T \right)_p}; \quad \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_u = \frac{p - T \left(\partial p / \partial T \right)_v}{C_v};$$

$$H = U + pV; \quad dH = C_p dT - \left[T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p - V \right] dp;$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_s = \frac{T \left(\partial V / \partial T \right)_p}{C_p}; \quad \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_s = - \frac{T \left(\partial p / \partial T \right)_v}{C_v};$$

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V} \right)_s = - \frac{C_p}{C_v} \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_p \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_v;$$

$$C_s = \frac{dQ}{dT} = C_p - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p \frac{dp}{dT} = C_p - \frac{Q}{V_1 - V_2} \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p;$$

$$C_s = \frac{dQ}{dT} = C_v + T \left(\frac{\partial p}{\partial T} \right)_v \frac{dV}{dT} = C_v \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_v \frac{dp}{dT} + C_p \left(\frac{\partial T}{\partial V} \right)_p \frac{dV}{dT}$$

$$C_{s1} - C_{s2} = \frac{dQ}{dT} - \frac{Q}{T} = \frac{d(Q/T)}{dT}$$

$$\text{Коэффициент Джоуля-Томсона } \mu = \left(\frac{dT}{dp} \right)_H = \frac{T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p}{C_p} - V$$

VII. ГРАФИЧЕСКОЕ ИЗОБРАЖЕНИЕ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИХ ФУНКЦИЙ

Состояние системы вполне определяется любыми двумя из следующих переменных: давление, объем, температура, энергия, энтальпия и теплосодержание. Любые две из этих переменных могут быть выбраны и приняты для построения диаграмм, однако приводимые ниже системы графических изображений являются наиболее часто применяемыми.

Диаграмма давление—объем (температура постоянна). Кривая AB (рис. 10) представляет изменение, претерпеваемое газом веществом при переходе его из состояния A в состояние B при постоянной температуре. Состояние A соответствует $P_1 V_1$; состояние B соответствует $P_2 V_2$ и площадь, заключенная между кривой и осью абсцисс (площадь $ABCD$), определяется интегралом $\int P dV$ и дает величину внешней работы, производимой газом при переходе его из состояния A (высокое давление и малый объем) к состоянию B (низкое давление, большой объем).

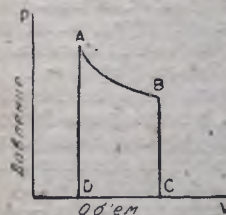


Рис. 10. Диаграмма давление — объем.

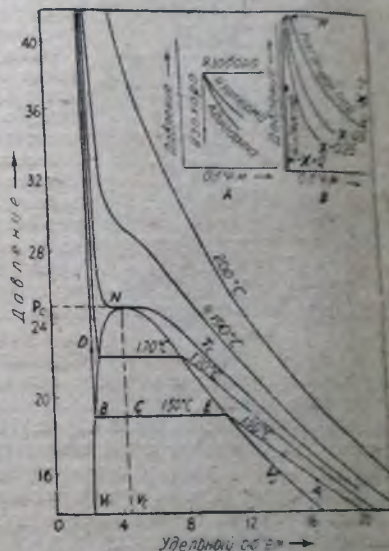


Рис. 11. Диаграмма давление — объем — температура.

Диаграмма давление — объем — температура. Рис. 11 представляет соотношение давление—объем—температура для чистого вещества. Предположим, что газ находится в состоянии, представленном точкой A (P_A, V_A) на изотерме 150° . Пусть этот газ сжимается изотермически (т. е. по изотерме 150° , линия AE). Когда достигается состояние E , газ становится насыщенным, и это состояние (E) определяется

координатами $P_s V_s$, где давление и объем относятся соответственно к состоянию насыщения. Если сжатие продолжается при постоянной температуре, то давление остается постоянным и следует по линии ECB , пока не будет достигнуто состояние B . В точке B вещество находится сжатым полностью в жидкость. Кривая V_1BN является кривой насыщения для жидкости и кривая V_2EN — кривой насыщения для пара. В любой точке кривой V_1BN вещество находится полностью в жидком состоянии и на любой точке кривой V_2EN вещество находится полностью в парообразном состоянии. Внутри кривой V_1BNEV_2 вещество находится частью в состоянии жидкости, частью в состоянии пара. В точке C отношение линий CB/BE соответствует доле вещества, находящейся в парообразном состоянии, и эта доля называется паросодержанием

(quality) системы и обычно обозначается через x . CE/BE или $(1-x)$ определяет собой долю вещества, находящегося в жидком состоянии. Область вправо от кривой V_2EN представляет собой область перегретого пара, а область влево от кривой V_1BN представляет область жидкости. Ниже линии насыщения во всей области V_2EN давление является функцией только температуры и паросодержания x . В области перегретых паров объем является функцией давления и температуры, каждое из которых может быть изменено независимо. Точка N представляет собой критическую точку, координаты которой равны P_c и V_c , соответственно критическому давлению и критическому объему; температура, соответствующая этой точке, и есть критическая температура T_c ; она определяется как температура, выше которой никакое давление, сколь угодно высокое, не может вызвать разделения на фазы. Вставленный в рис. 11 небольшой график А дает относительное положение линий основных изменений в подобной системе: линии изобары (постоянное давление), изотермы (постоянная температура), адибаты и изоchoры (постоянный объем). Вставленный график В показывает относительное положение линии постоянного паросодержания x .

Рис. 12. Диаграмма $PV=f(P)$ для воздуха.

Диаграмма $PV=f(P)$ (рис. 12). Соотношение давление — объем часто откладывается для газов, как $PV=f(P)$. Идеальный газ дал бы горизонтальные линии при любом постоянном давлении. Построение таких диаграмм сравнительно просто. Возьмем постоянное количество вещества, например 1 г или 1 кг. Пользуясь $P-V-T$ данными для определенного газа, отложим на ординате произведение PV и на абсциссе — давление P . Линии изотермы легко можно получить, принимая постоянной температуру и беря последовательный ряд значений P для получения соответствующих последовательных значений PV . Подобно же этому из соотношения между PV и P легко могут быть получены

и линии постоянного объема, так как $V=PV/P$. Температуры при любых соотношениях между P , V и T может быть получено следующим образом. Примем в качестве основной температуры кипения произвольную температуру, лежащую ниже области, в которой можно производить расчеты. Тогда общее теплосодержание в жидкости при этой основной температуре можно условно принять равным нулю. Количество тепла a , необходимое для того, чтобы нагреть жидкость от этой основной температуры до выбранной температуры кипения, рассчитывается, как произведение принятого количества жидкости на ее удельную теплоемкость и на разность температур между этой температурой кипения и основной температурой. Затем

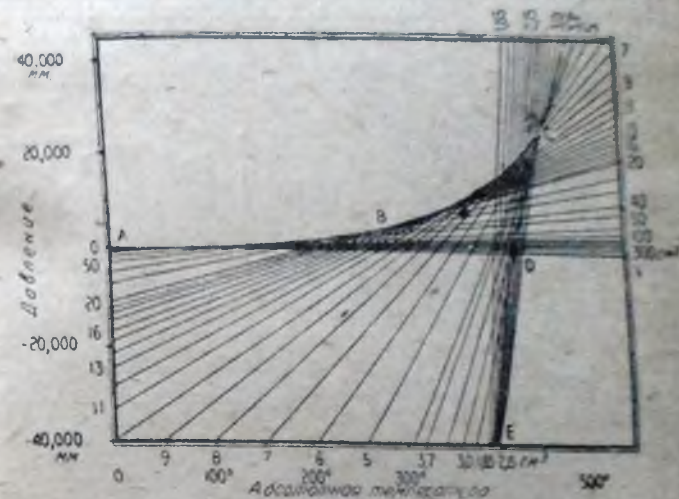


Рис. 13. Диаграмма давление — температура, показывающая изоchoры.

рассчитывается количество тепла b , необходимое для испарения этого количества вещества, и количество тепла c , необходимое для нагрева испаренного вещества от температуры кипения до заданной температуры. Сумма величин a , b и c даст следовательно теплосодержание перегретого пара относительно принятой за основу температуры. Очевидно, что подобным же образом могут быть рассчитаны линии равных величин теплосодержаний. Для большего удобства в составлении диаграммы подобного типа полезно следовать следующему порядку построения: кривая равновесия пар — жидкость, линии постоянных объемов, линии постоянных температур и наконец линии равных величин теплосодержания.

Диаграмма давление — температура показана на рис. 13. На ней приведены линии постоянных объемов (изоchoры), которые образуют сложную поверхность трех измерений. Необходимо заметить, что эти изоchoры являются почти прямыми линиями.

Диаграмма температура — энергия (рис. 14). Зависимость внутренней энергии от температуры ($^{\circ}C_{абс}$) показана на рис. 14. Этот $T-U$ тип диаграммы полезен в процессах дросселирования (throttling) и

drawing) или изменения состояний. Рассматривая изменение состояний от A до B , примем, что состояние A определяется следующими условиями: $P_1 = 200 \text{ ат}$, $T_1 = 210^\circ$, V_1 и U_1 ; состояние B определяется условиями, что $P_2 = 60 \text{ ат}$, $T_2 = 175^\circ$, V_2 и U_2 (1). Примем внутреннюю энергию U постоянной и начиная от A проведем линию постоянной величины энергии U до линии постоянного объема V_2 , соответствующего конечным давлению и температуре P_2 и T_2 ; затем (2) проведем линию постоянного объема V_2 до изобары конечного давления P_2 , т. е. до T_2 . Отсюда получается $(U_2 - U_1)$. Легко понять и другие применения.

Диаграмма температура — энтропия (рис. 15). Выберем некоторую температуру, лежащую ниже участка, на котором желательно работать,

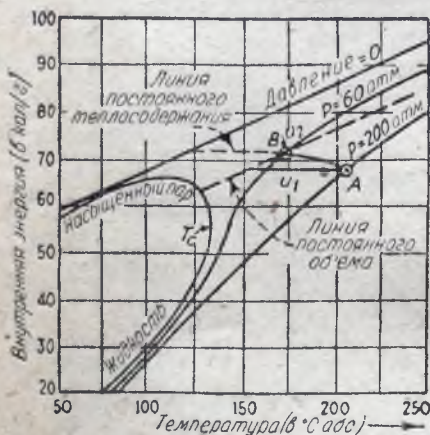


Рис. 14. Диаграмма температура — энергия.

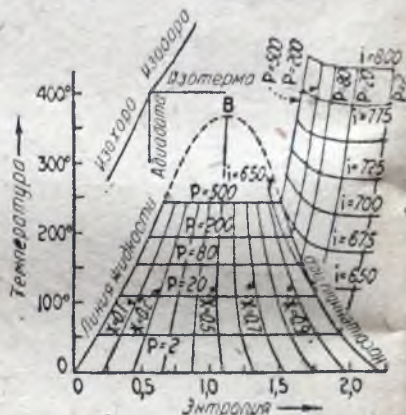


Рис. 15. Диаграмма температура — энтропия для воды.

и примем произвольно, что энтропия равняется нулю при этой температуре. Количество тепла, которое необходимо, чтобы нагреть одну весовую единицу или 1 моль какой-нибудь жидкости, деленное на температуру, при которой производится нагрев, представляет собой энтропию этой жидкости (S_1) при этой температуре; тогда $dS_1 = C_p dT/T$ и

$$S_1 = \int_{T_{\text{осн.}}}^T C_p dT/T. \text{ Последовательный ряд полученных таким образом}$$

точек, доходящий до критической температуры, даст так называемую „кривую жидкости“ (кривая OB на рис. 15).

При испарении некоторое количество тепла L поглощается при температуре испарения, следовательно увеличение энтропии равно L/T . Энтропия единицы массы (или моля) насыщенного пара S_2 при постоянной температуре равна следовательно энтропии жидкости S_1 плюс энтропия испарения того же количества жидкости, т. е. $S_2 =$

$$= S_1 + \frac{L}{T}. \text{ Для получения кривой насыщения рассчитывается доста-}$$

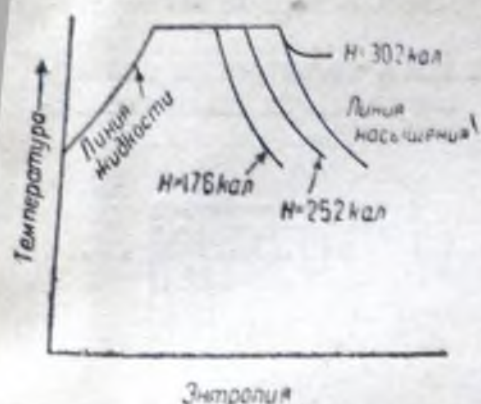


Рис. 16. Относительное положение линий жидкости и насыщения (пара), и линий постоянного тепло-содержания для водяного пара в диаграмме температура—энтро-пия.

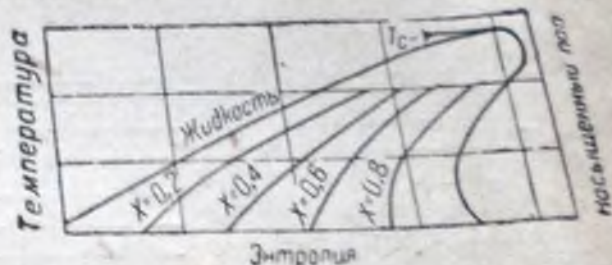


Рис. 17. Диаграмма температура — энтропия для изобутана.

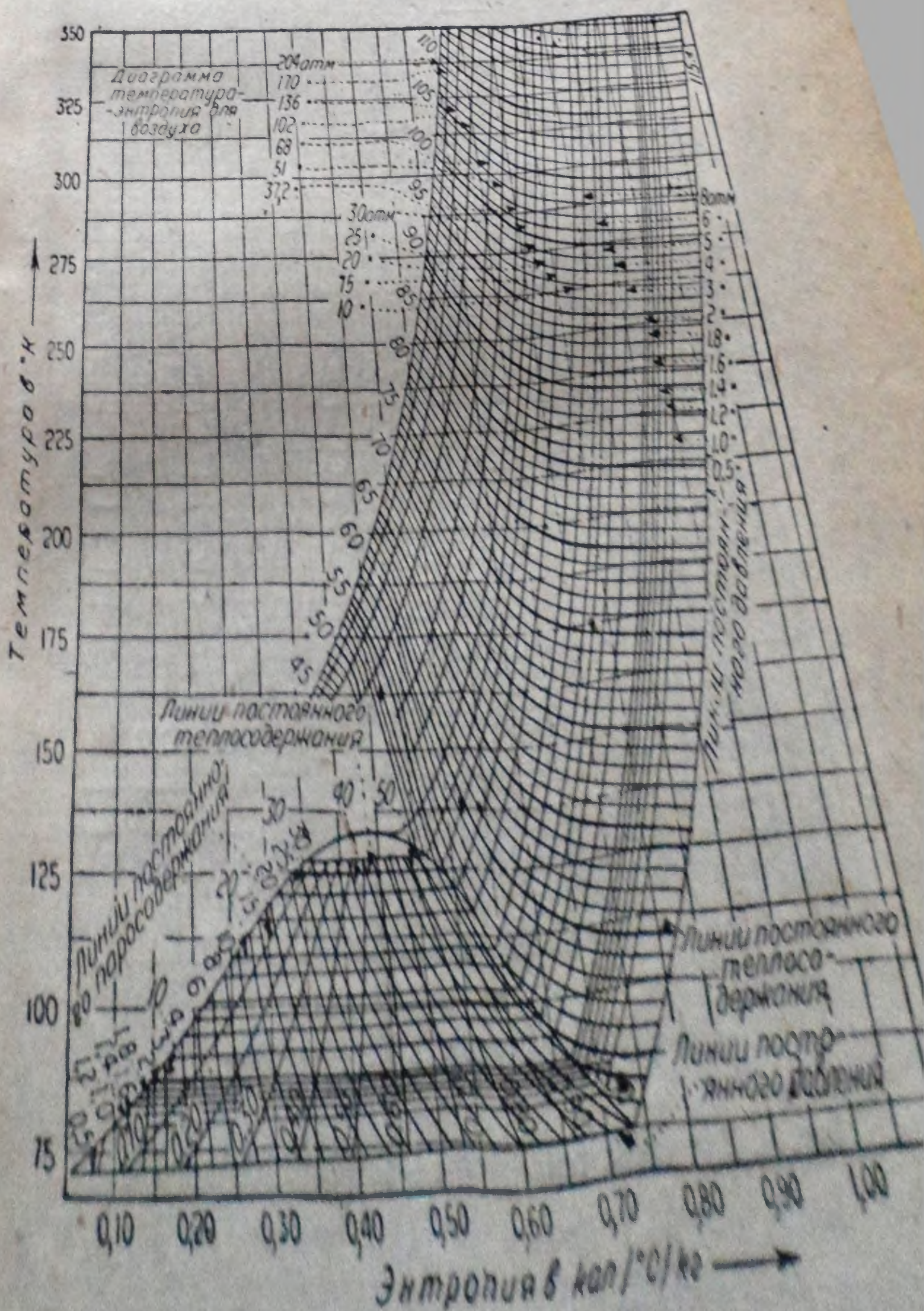


Рис. 20. Диаграмма температура — энтропии для воздуха.

точное количество значений S_p между условной основной температурой и критической температурой.

Если насыщенный пар нагревается дальше, то энтропия подвергаемого нагреву вещества соответственно возрастает и вещество пе-

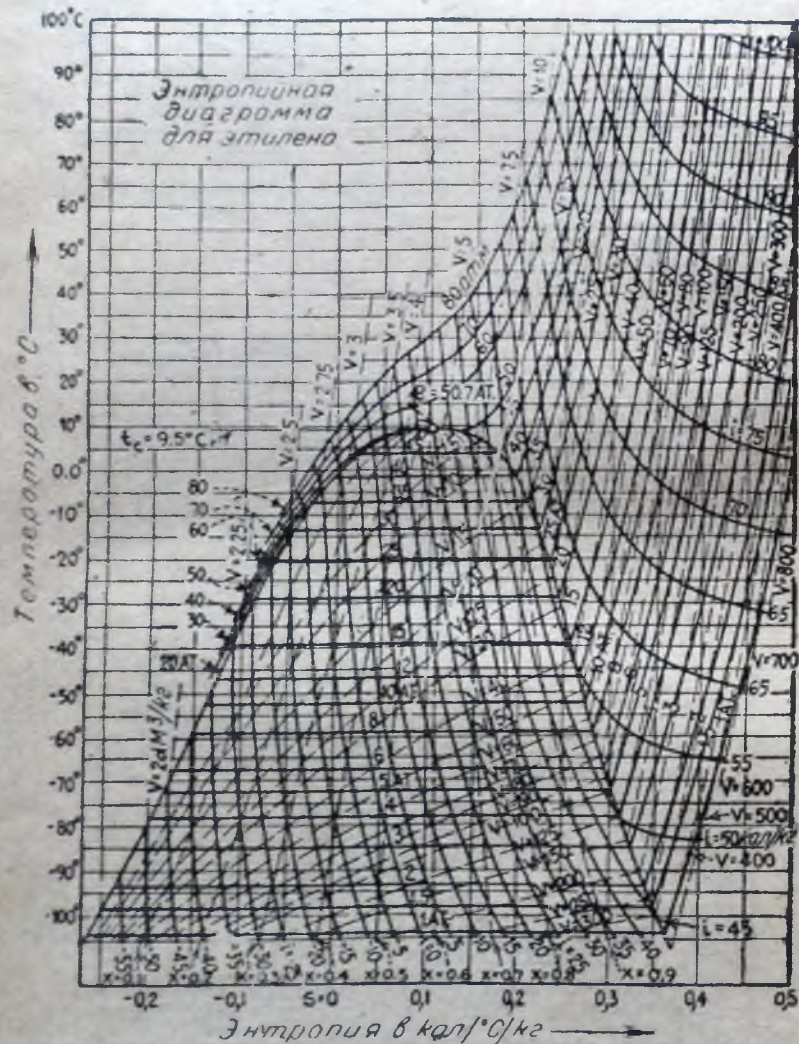


Рис. 21. Диаграмма температура — энтропия для этилена.

реходит при этом в область перегретых паров. Если T_1 и T_2 представляют собой начальное и конечное состояния и C_p удельную теплоемкость перегретого пара, то увеличение энтропии составляет

$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT/T$. Точки, лежащие внутри кривой, т. е. между линией жидкости и насыщенного пара, соответствуют области одновременного существования жидкости и пара. Когда рассматриваемые точки лежат вблизи кривой насыщения, то величины тепловых факторов могут быть получены подстановкой из их значений при пределе насыщения. Для точек, лежащих на одной адиабате, сумма энтропии жид-

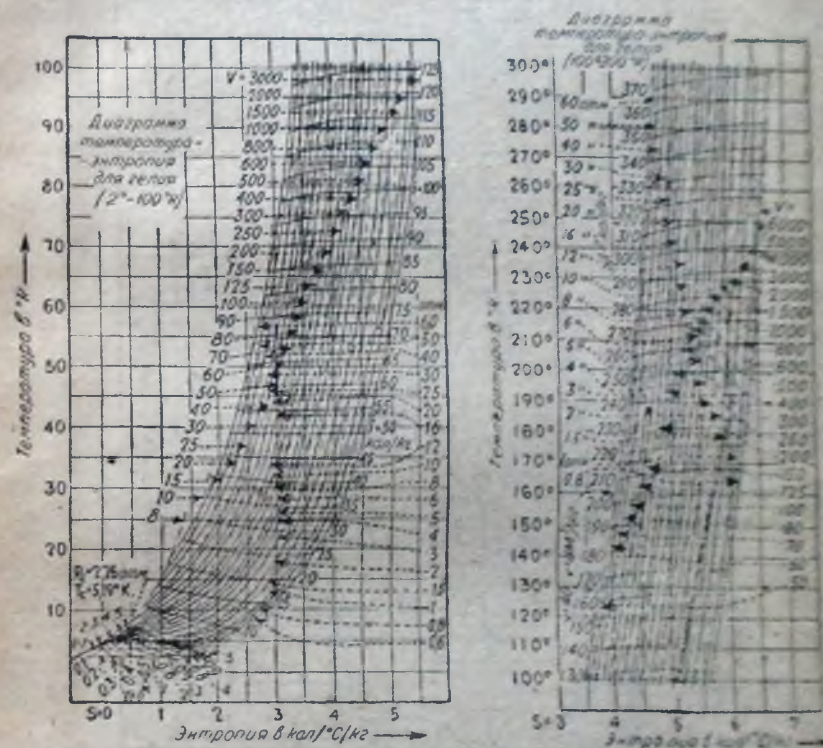


Рис. 22. Диаграмма температура — энтропия для гелия (2—100° К).

Рис. 23. Диаграмма температура — энтропия для гелия (100—300° К).

кости от основной температуры до любой данной температуры и произведения паросодержания на энтропию полного испарения при этой температуре остается постоянной.

В химической технике часто приходится оперировать с термодинамическими свойствами других веществ кроме воды. Поэтому мы приводим здесь термодинамические диаграммы для часто встречающихся веществ. Покажем на диаграмме температура-энтропия для водорода (рис. 24, стр. 116) те типовые расчеты, которые могут быть выполнены с их помощью.

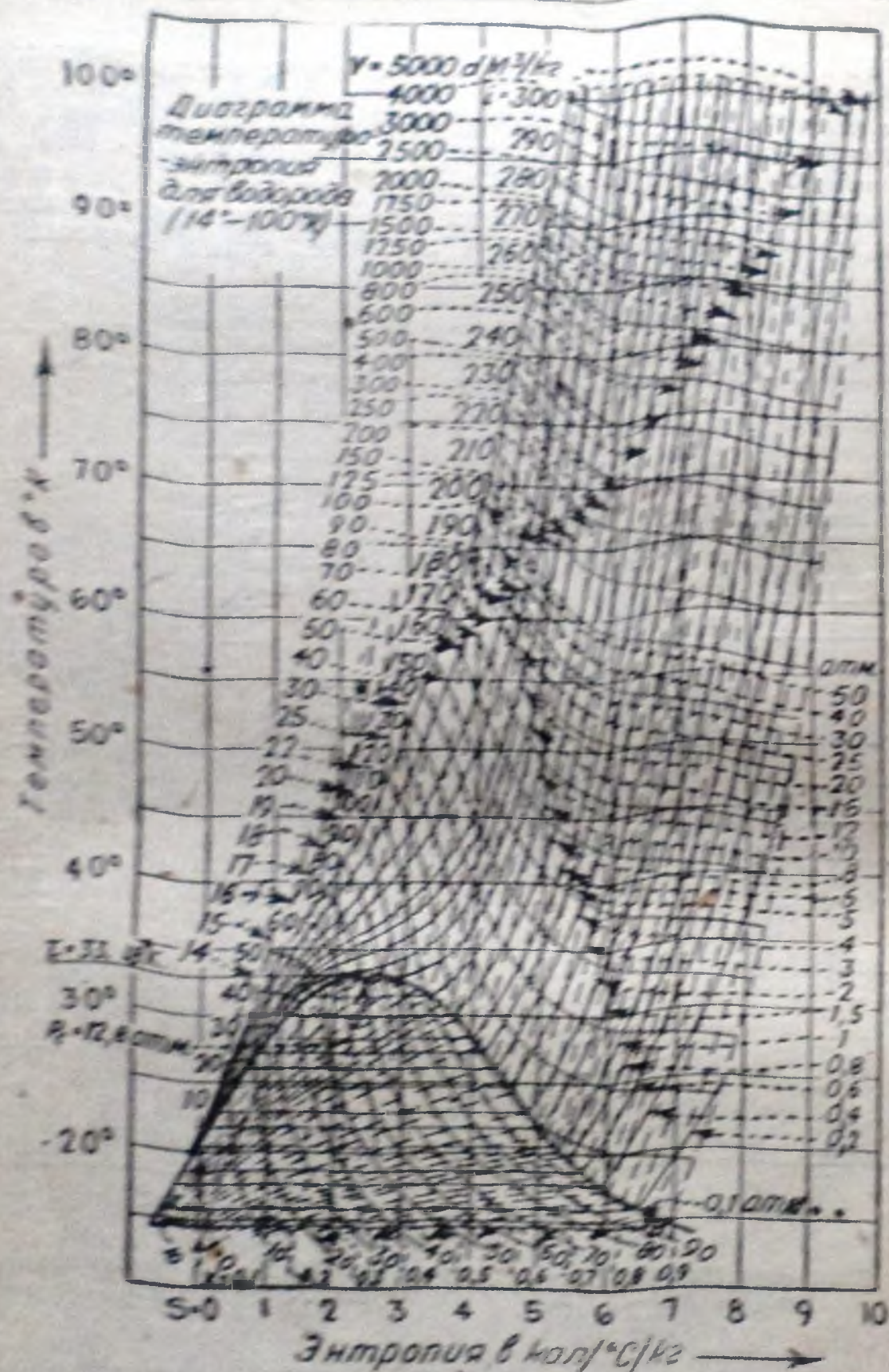


Рис. 24. Диаграмма температура—энтропия для водорода (14—100° К).

Пример 1. Какое количество тепла требуется, чтобы нагреть 1 кг водорода от 0° К до 30° К при 1 ат? При 0° К и 1 ат теплоемкость равно 35 кал/кг, в то время как при 30° К и 1 ат теплоемкость равно 24 кал/кг. Следовательно количество тепла, которое должно быть добавлено, равно $35 - 24 = 11$ кал/кг.

Пример 2. Какое количество тепла должно быть отнято, чтобы охладить 1 кг водорода от 0,5 ат до 50 ат при постоянной температуре в 45° К? При 0,5 ат и 45° К энтропия равно 0,8; при 50 ат и 45° К энтропия равно 0,24. Следовательно количество тепла, которое необходимо отнять, равно $745 = 45 (0,8 - 0,24) = 25,2$ кал.

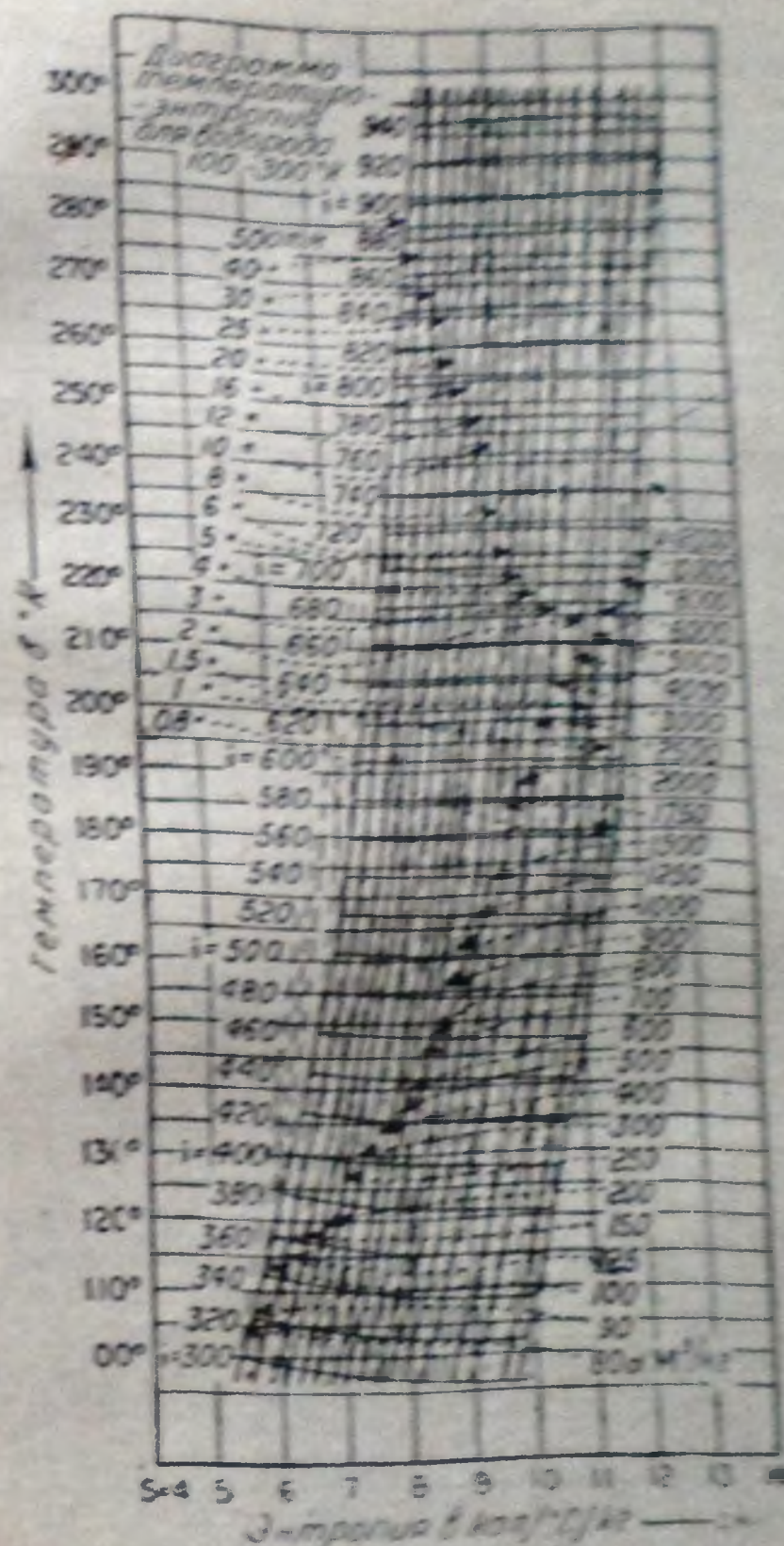


Рис. 25. Диаграмма температура—энтропия для водорода (0—300° К).

Пример 3. Какой объем занимает 1 кг водорода при 0° К и 1 ат? При стандартных условиях 1 ат и 0° К 1 кг водорода составляет 11,1 л. Следовательно при 0° К и 1 ат 1 кг водорода занимает 11,1 л.

Пример 4. 1 кг водорода, находящегося при 0,5 ат и 0° К, расширяется до 1 ат. Какой объем занимает 1 кг водорода при 0,5 ат и 0° К? Служит по линии постоянной энтропии (вертикальной линии) от 0,5 ат до 1 ат, мы достигнем ее при температуре около 45° К. Следовательно при 0,5 ат и 0° К 1 кг водорода занимает 11,1 л.

Эти диаграммы температура-энтропии даются здесь для удобства технических расчетов, так как большинство из них может быть найдено только в журналах или в книгах, которые мало доступны.

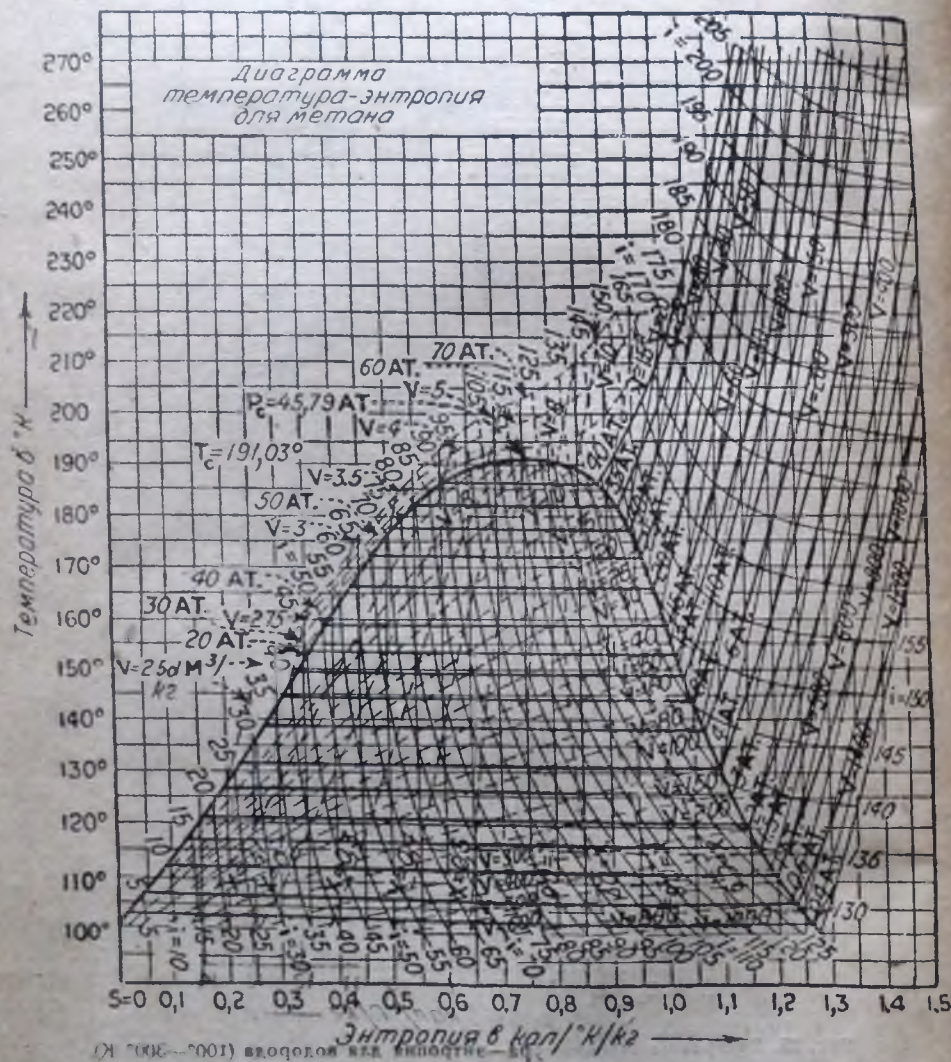


Рис. 16. Диаграмма температура — энтропия для метана.

Эта диаграмма построена на основе данных, приведенных в табл. 1.

Рис. 16 показывает относительное положение линий жидкости и насыщения (пар), так же как и относительное положение линий постоянного теплосодержания для водяного пара в диаграмме температура-энтропии. Рис. 17 показывает часть диаграммы температура-энтропии

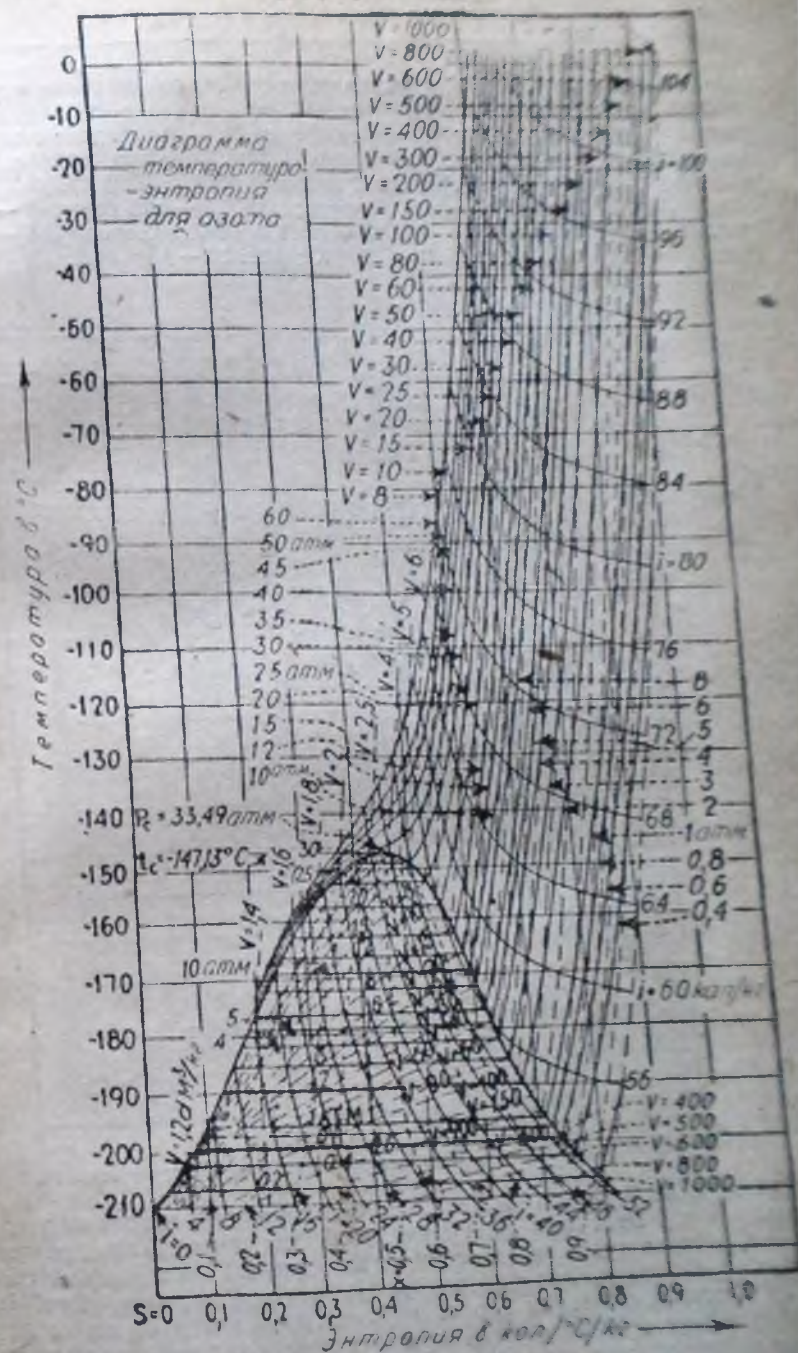


Рис. 17. Диаграмма температура — энтропия для азота.

для изобутана с четырьмя линиями постоянного значения паросодержания x (0,2; 0,4; 0,6 и 0,8). Рис. 18 представляет собой диаграмму температура-энтропия для аммиака. Рис. 19 — подобную же диаграмму температура-энтропия для углекислоты. Рис. 20 — для воздуха. Следующие рисунки взяты из „Communications from the University of Leiden Supplement 65; рис. 21 — для этилена; рис. 22 — для гелия (2 — 100° K); рис. 23 — для гелия (100 — 300° K); рис. 24 — для водорода (14 — 100° K); рис. 25 — для водорода (100 — 300° K); рис. 26 — для метана и рис. 27 — для азота.

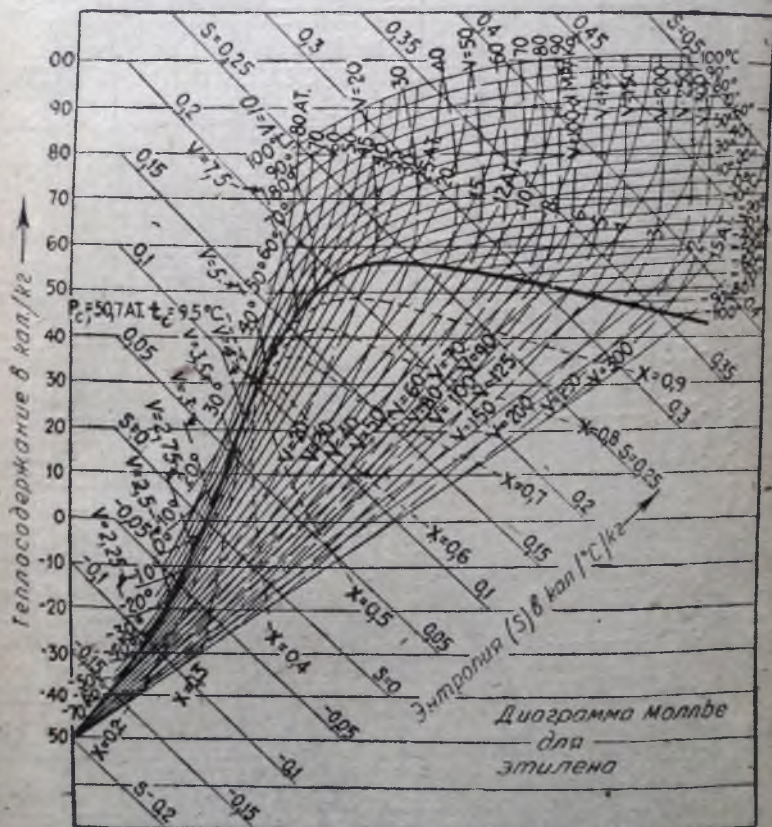


Рис. 28. Диаграмма Моллье. Теплосодержание — энтропия для этилена.

Диаграмма Моллье (Mollier). Теплосодержание-энтропия (рис. от 28 до 30 вкл.) Этот тип диаграмм особенно полезен при решении проблем, относящихся к движению газообразной или жидкой среды (fluid), как например при дросселировании (wire drawing, throttling), причем главным отличием его от других типов диаграмм является то, что количества тепла и работы представлены в ней вместо поверхностей линейными отрезками. Наклон каждой изобары является мерой

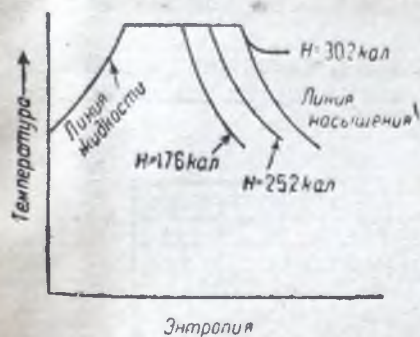


Рис. 16. Относительное положение линий жидкости и насыщения (пара), и линий постоянного тепло-содержания для водяного пара в диаграмме температура—энтропия.

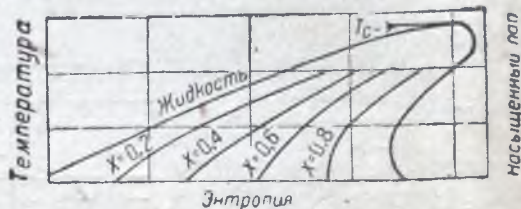


Рис. 17. Диаграмма температура — энтропия для изобутана.

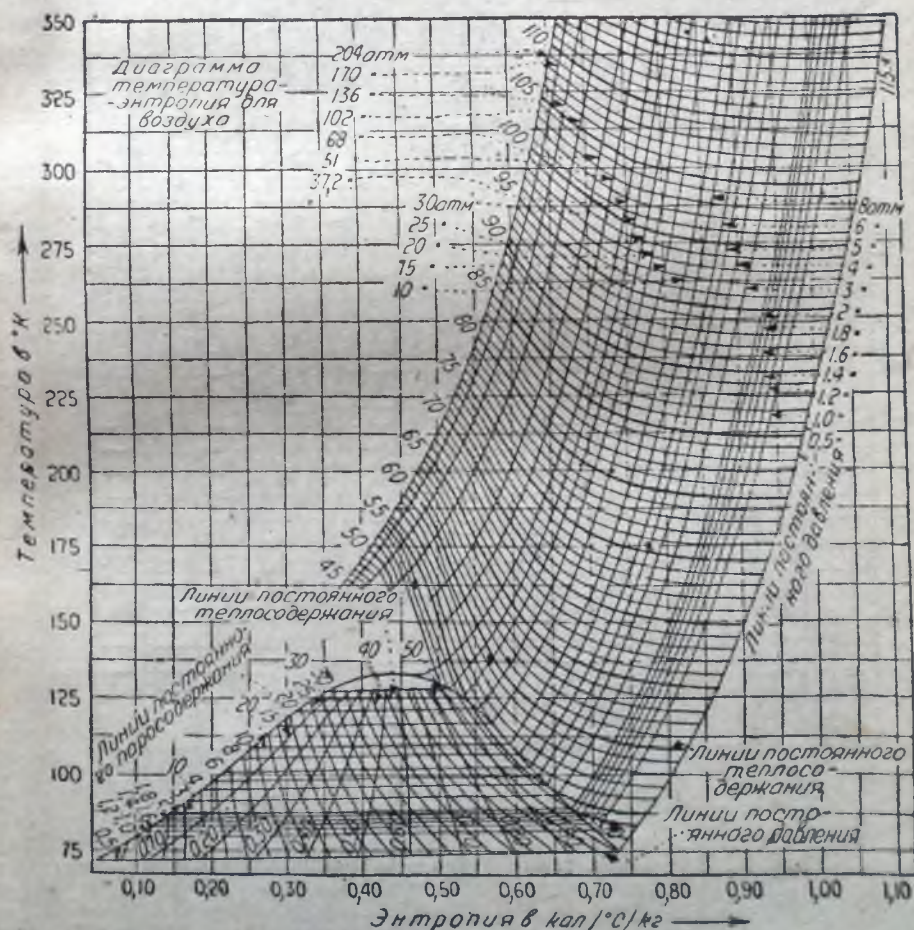


Рис. 20. Диаграмма температура — энтропия для воздуха.

точное количество значений S_1 между условной основной температурой и критической температурой.

Если насыщенный пар нагревается дальше, то энтропия подвергаемого нагреву вещества соответственно возрастает и вещество пе-

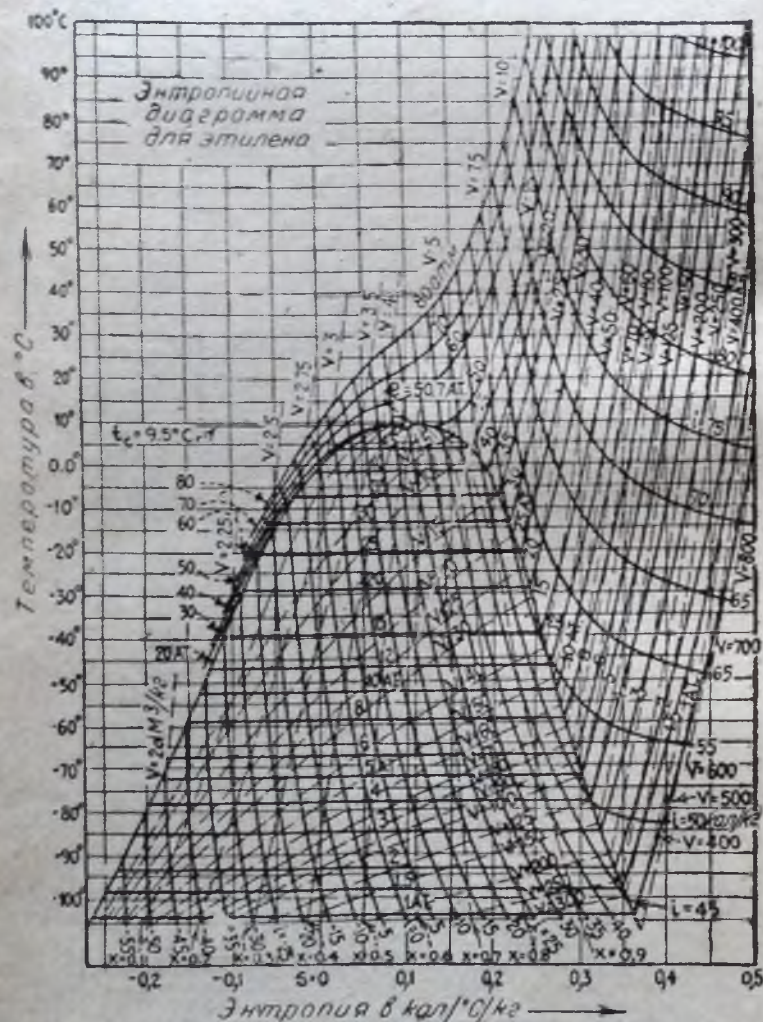


Рис. 21. Диаграмма температура — энтропия для этилена.

реходит при этом в область перегретых паров. Если T_1 и T_2 представляют собой начальное и конечное состояния и C_p удельную теплоемкость перегретого пара, то увеличение энтропии составляет

T_1
 $\int_{T_1}^{T_2} C_p dT/T$. Точки, лежащие внутри кривой, т. е. между линией жидкости и насыщенного пара, соответствуют области одновременного существования жидкости и пара. Когда рассматриваемые точки лежат вблизи кривой насыщения, то величины тепловых факторов могут быть получены подстановкой из их значений при пределе насыщения. Для точек, лежащих на одной адиабате, сумма энтропии жид-

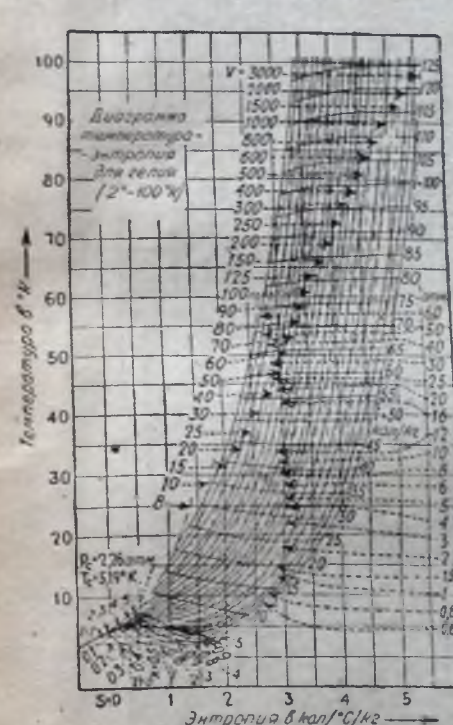


Рис. 22. Диаграмма температура — энтропия для гелия (2—100° K).

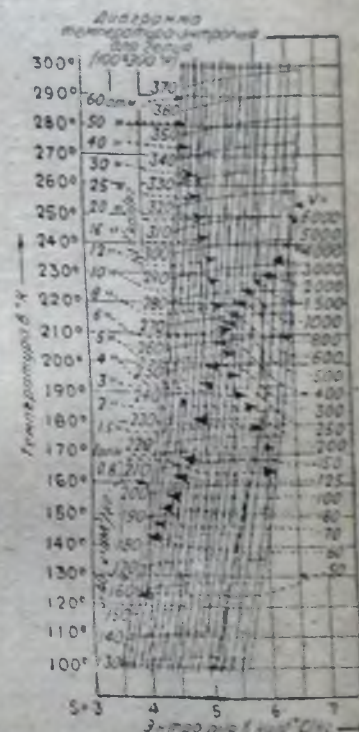


Рис. 23. Диаграмма температура — энтропия для гелия (100—300° K).

кости от основной температуры до любой данной температуры и произведения паросодержания на энтропию полного испарения при этой температуре остается постоянной.

В химической технике часто приходится оперировать с термодинамическими свойствами других веществ кроме воды. Поэтому мы приводим здесь термодинамические диаграммы для часто встречающихся веществ. Покажем на диаграмме температура-энтропия для водорода (рис. 24, стр. 116) те типовые расчеты, которые могут быть выполнены с их помощью.

Эти диаграммы температура-энтропия даются здесь для удобства технических расчетов, так как большинство из них может быть найдено только в журналах или в книгах, которые мало доступны.

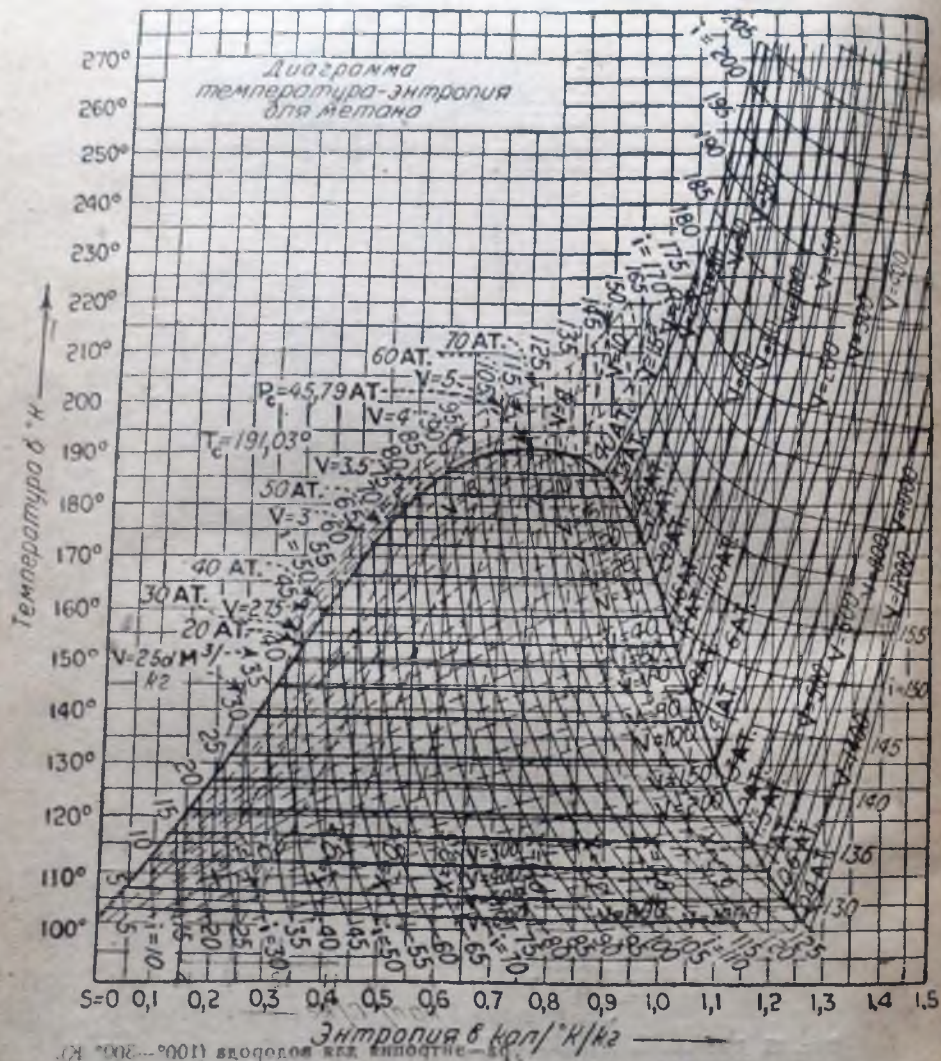


Рис. 16. Диаграмма температура-энтропия для метана.

Рис. 16 показывает относительное положение линий жидкости и насыщения (пара), так же как и относительное положение линий постоянного теплоудержания для водяного пара в диаграмме температура-энтропия. Рис. 17 показывает часть диаграммы температура-энтропия

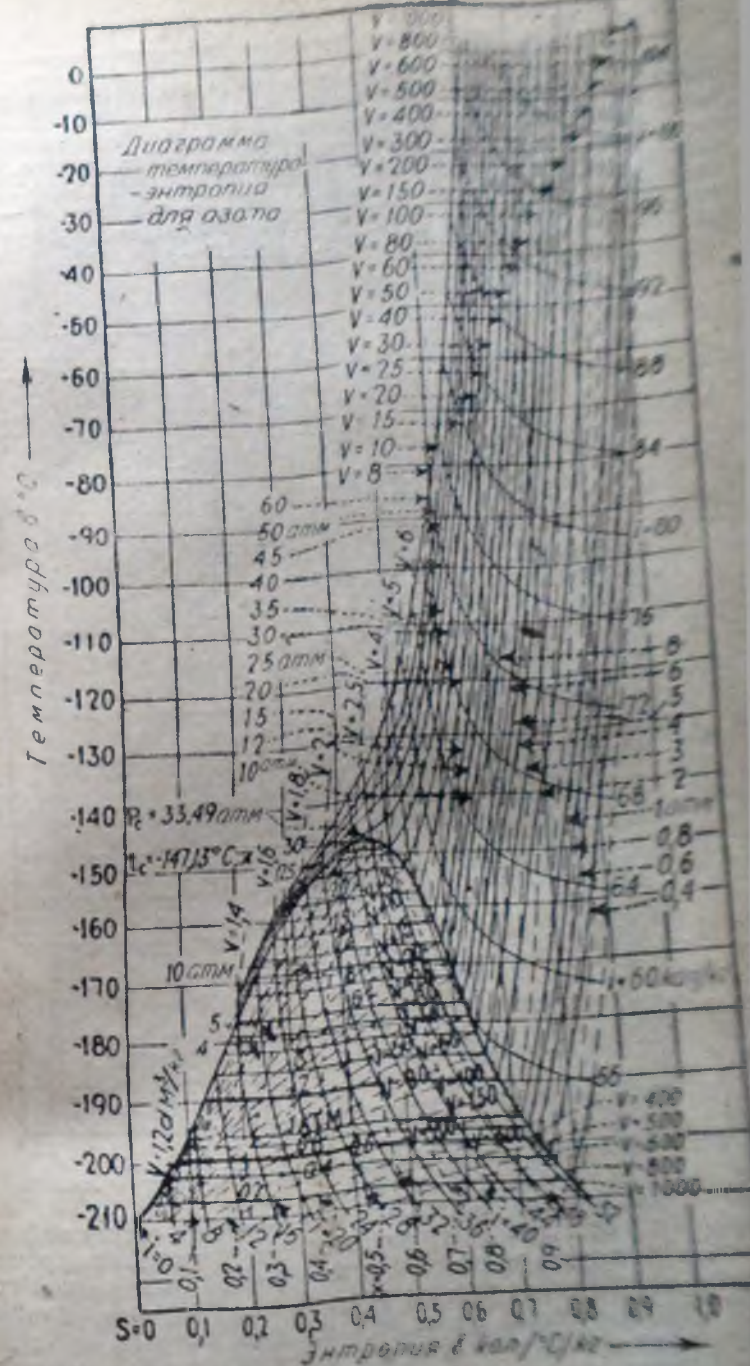


Рис. 17. Диаграмма температура-энтропия для кислорода.

для изобутана с четырьмя линиями постоянного значения паросодержания x (0,2; 0,4; 0,6 и 0,8). Рис. 18 представляет собой диаграмму температура-энтропия для аммиака. Рис. 19 — подобную же диаграмму температура-энтропия для углекислоты. Рис. 20 — для воздуха. Следующие рисунки взяты из „Communications from the University of Leiden“, Supplement 65; рис. 21 — для этилена; рис. 22 — для гелия (2 — 100° K); рис. 23 — для гелия (100 — 300° K); рис. 24 — для водорода (14 — 100° K); рис. 25 — для водорода (100 — 300° K); рис. 26 — для метана и рис. 27 — для азота.

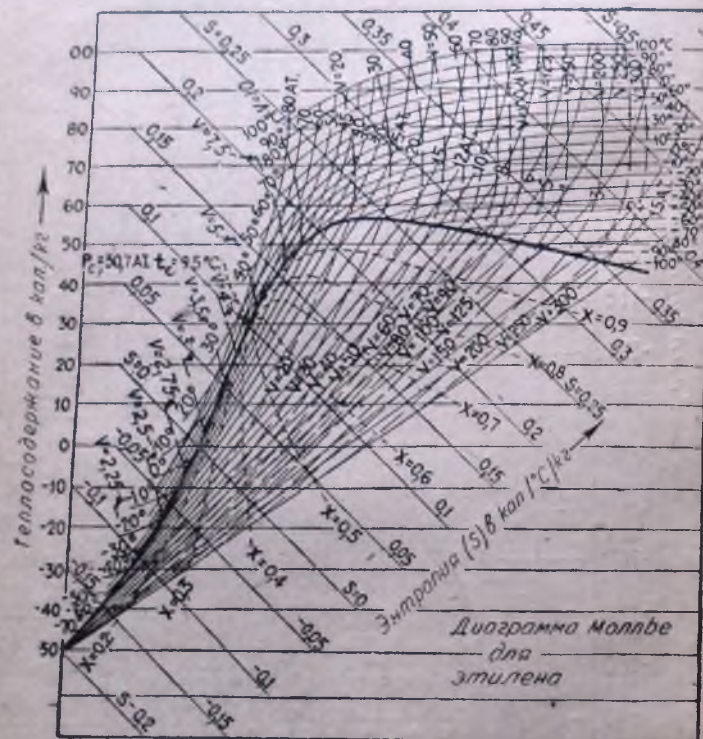


Рис. 28. Диаграмма Моллье. Теплосодержание — энтропия для этилена.

Диаграмма Моллье (Mollier). Теплосодержание-энтропия (рис. 28 до 20 вкл.) Этот тип диаграмм особенно полезен при решении проблем, относящихся к движению газообразной или жидкой среды (fluid), как например при дросселировании (wire drawing, throttling), причем главным отличием его от других типов диаграмм является то, что количества тепла и работы представлены в ней вместо поверхностей линейными отрезками. Наклон каждой изобары является мерой

температуры, так как при постоянном давлении изменение теплосодержания равно произведению температуры на изменение энтропии. Следовательно во влажной области изобары являются прямыми, но в

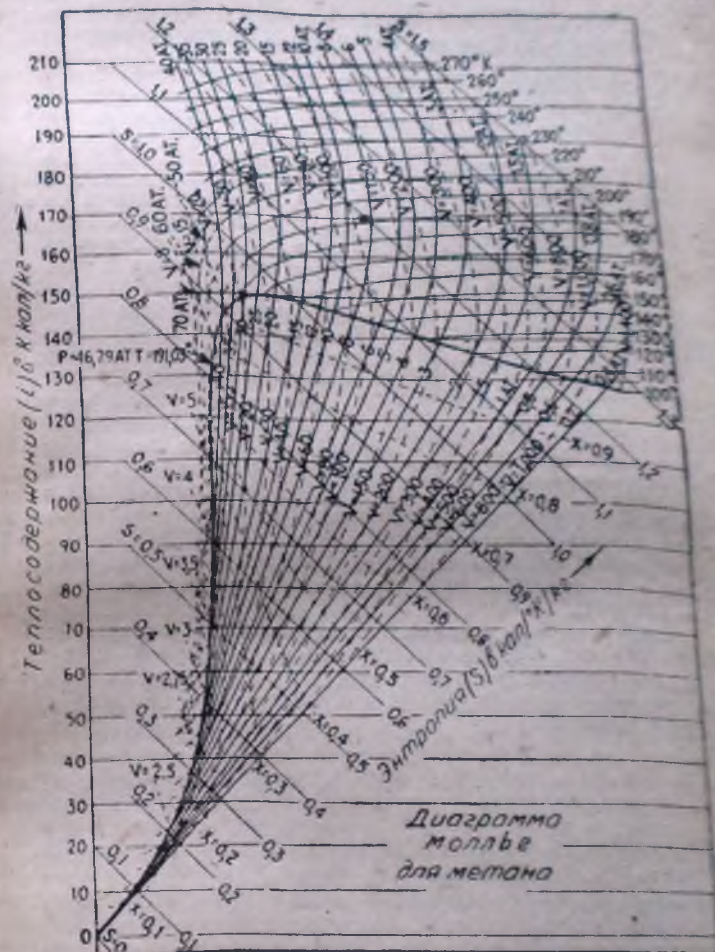


Рис. 29. Диаграмма Моллье. Теплосодержание — энтропия для метана.

области перегретого пара наклон изобар изменяется с увеличением перегрева. Наиболее полезными частями этой диаграммы являются области, лежащие непосредственно ниже и выше кривой равновесия

пара с жидкостью и вследствие этого большинство диаграмм Моллье строится подробнее (в большем масштабе) в этой области и мало показывает в других областях полной диаграммы теплосодержание-энтропия.

На стр. 120—122 приводятся следующие диаграммы Моллье: рис. 28 для этилена; рис. 29 для метана, рис. 30 — для водяного пара и рис. 31 — для воды.

Эффект Джоуля-Томсона или дросселирование. Если реальный газ или пар расширяется по изоэнтальпии, то происходит охлаждение его, которое измеряется понижением температуры на единицу падения давления при постоянном теплосодержании, т. е. $(dT/dP)_h$ — эффект Джоуля-Томсона. Хотя общий эффект дросселирования заключается в понижении температуры дросселируемого газа, в известных случаях газ может однако при процессе дросселирования нагреваться.

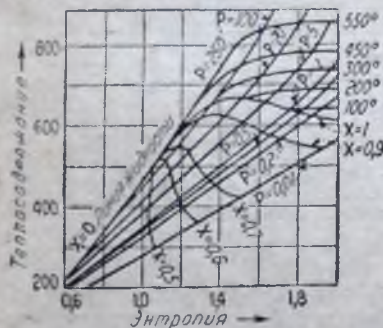


Рис. 31. Диаграмма Моллье. Теплосодержание — энтропия для воды.

Если какой-нибудь первоначально насыщенный газ дросселируется, понижая этим свое давление, то он становится перегретым. Аналогично этому влажный газ становится суше. Горизонтальные линии (постоянное теплосодержание) диаграммы Моллье соответствуют процессу дросселирования, и таким путем можно определить величину перегрева, которому подвергается газ при дросселировании, а также степень, до которой жидкость (или влажная смесь) при этом испарится. Так как эффект Джоуля-Томсона $(dT/dP)_h = [T(dV/dT)_p - V]/C_p$, то он становится равным нулю, когда $V/T = (dV/dT)_p$.

Температура, при которой (при каком-нибудь определенном давлении) $(dV/dT)_p = 0$, называется температурой инверсии. Выше этой температуры эффект дросселирования положителен, и температура понижается. Очевидно, что температура инверсии является функцией давления.

VIII. ПРОМЫШЛЕННАЯ СТЕХИОМЕТРИЯ

William P. Ryan S. M.

Общие замечания. Хотя каждый технически опытный человек хорошо знаком с законами сохранения материи и энергии и с основными законами химических реакций, однако весьма часто ему не удается применить эти принципы при решении производственных проблем, так как последние нередко оказываются слишком трудными, вследствие ограниченности количественных данных. Промышленной стехиометрией называются методы и способы применения этих основных законов для получения максимального количества сведений из минимального количества данных.

Промышленные процессы анализируются в общем с трех точек зрения:

- 1) качества продукта,
- 2) количества продукции,
- 3) эффективности производства.

Первое — качество продукта — обычно определяется производственным контролем или простыми физическими и химическими испытаниями, требующими лишь небольших расчетов, или совсем не требующих их. Второе и третье — количество продукции и эффективность — требуют измерения материалов и энергии (и часто определения баланса их) и в общем связаны со значительной работой по собиранию различных данных с производства, по обработке результатов производственных испытаний для получения необходимых величин и по производству стехиометрических расчетов.

На практике встречаются обычно два типа методов производства: (1) непрерывный и (2) прерывный (периодический).

При непрерывном методе производства количественные измерения материалов и энергии бывают обычно затруднительными вследствие большого масштаба операций, вследствие недопустимости перерывов производства для установки измерительных приборов. С другой стороны, этот метод производства обладает своими преимуществами, заключающимися в относительно постоянстве температуры, давления и состава в стационарном состоянии.

При прерывном (периодическом) методе производства имеют место обратные соотношения. Масштаб производства меньше, измерительные приборы могут быть установлены в перерывы между операциями без остановки производства и связанные с этим расходы бывают очень незначительны. Однако, с другой стороны, вследствие изменений в условиях работы, связанных с ходом процесса, получение полных данных в отношении температуры, давления и состава бывает затруднительным.

¹ По неопубликованным материалам. Более подробное рассмотрение этого вопроса см. Lewis и Radasch, Industrial Stoichiometry, McGraw-Hill, New York 1936.

Промышленная стехиометрия, которая является в особенности полезной в тех случаях, когда ограничены количественные данные, оказывается наиболее эффективной при расчетах, относящихся к непрерывным процессам.

При логическом решении промышленной проблемы можно наметить следующие ступени.

1. Технологические схемы. Если рассматриваемый процесс имеет большое количество оборудования, то построение технологической схемы является необходимым, в особенности если операция осложняется рециркуляцией материалов, регенерацией тепла и т. д.

Необходимо сделать эскизный набросок специфического оборудования и изучаемых операций, на котором должны быть показаны все потоки материалов (а также и энергии, если необходим и энергетический баланс). В некоторых случаях желательно обозначение на этих потоках также всех соответствующих данных в отношении весов, объемов, температур, давлений, анализов и других.

2. Диаграммы материального и энергетического балансов. Необходимо составить также простые диаграммы, показывающие баланс различных индивидуальных продуктов, чтобы в нужное время внимание могло быть сосредоточено на любой детали процесса. Потоки, имеющие малое значение, могут быть затем игнорированы, но вначале каждый фактор должен быть рассмотрен.

3. Химические реакции. Все химические реакции, необходимые для расчета, должны быть обозначены полностью с указанием также и теплоты реакции, если желателен и энергетический баланс.

4. Анализ проблемы. Построение технологической схемы, схематических эскизов нужного оборудования, диаграмм материального и энергетического балансов и составление необходимых химических уравнений должны предшествовать полному изучению процесса. Величины, которые известны или могут быть легко рассчитаны из известных данных, должны быть обозначены на балансовых диаграммах. Может оказаться, что для некоторого количества потоков надежные количественные данные отсутствуют; в таком случае следует их обозначить как неизвестные и затем постараться с помощью материального и энергетического балансов и других соотношений составить уравнения, которые сделают возможным определение этих неизвестных. В сложных системах использование этого способа может оказаться весьма выгодным.

5. Основная единица расчета. При выборе исходной основной единицы (базиса) для соответствующих расчетов можно исходить из двух точек зрения:

а) данная основная единица является наиболее легкой вследствие доступности необходимых величин;

б) данная основная единица обычно принята в производстве в сообщениях о расходе сырья, о продукции, стоимости и т. д.

Доминирующим фактором, определяющим этот выбор, должна быть в большинстве случаев инертность одного из материалов (N_2 , зола, нерастворимые или нелетучие продукты и т. д.) к химическим или физическим изменениям или концентрирование одного из материалов в небольшом числе потоков, часть которых доступна измерениям.

6. Выбор и замена единиц измерения. В СССР в лабораторных и в производственных расчетах общепринята метрическая система

единиц измерения. В англо-саксонских странах до сих пор только в лабораторной практике применяется метрическая система, в производстве же применяется большей частью английская система. Это делает нередко необходимым при пользовании американскими и английскими источниками производить перевод данных из одной системы единиц в другую.

Весьма часто, в особенности в случае процессов, где участвуют газообразные продукты, расчеты значительно упрощаются при отнесении их к молекулярным количествам продуктов (грамматом, грамм-молекула).

7. Предварительные расчеты. а) Отбор физических и химических констант. В тех случаях, когда имеются различные данные относительно таких физических и химических констант, как теплоемкости, скрытые теплоты испарения и плавления, теплоты реакции и другие, необходимо произвести их отбор. При этом отборе следует руководствоваться следующими обстоятельствами: (1) наибольшей современностью данных и авторитетностью авторов, (2) обычной практикой промышленности, (3) обычной практикой данного предприятия.

б) Составление соответствующих таблиц и диаграмм. Многие важные данные могут быть получены в готовом виде, однако обычно бывает необходима дополнительная работа по приведению их в форму, необходимую для применения их при основных расчетах. Следует тщательно убедиться в том, что все существенные данные использованы, вместо того чтобы прибегать к предположениям, которые делаются, когда эти данные отсутствуют. Типичными пропусками при этом бывают следующие:

1. Барометрическое давление, влажность воздуха, основная температура (в тепловом балансе).

2. Температура и давление газов.

3. Температура и плотность жидкостей.

4. Содержание влаги в применяемых или вырабатываемых твердых продуктах (лабораторные анализы обычно относятся к воздушно-сухому или вполне сухому продукту).

5. Относятся ли тепловые величины к полной (брутто) или к истинной (нетто) теплоте процесса; для сухого или влажного насыщенного газа и т. д.

Этот перечень может быть сильно расширен, тем более, что производительник бывает обычно настолько хорошо знаком с деталями производственной практики, что забывает о том, что другой может не знать, в каких величинах даются концентрация или давление.

с) Пробные расчеты. Такие расчеты могут быть произведены для определения правильности сделанных допущений и оценки некоторых источников или потерь материалов или энергии, различия в количестве материала в данном процессе в начале и в конце периода испытания и т. д.

д) Расчеты оборудования. К этой группе относятся также расчеты, как определение объема резервуаров для хранения, поверхностей теплообмена, производительности вентиляторов и др.

8. Основные расчеты. Если расчеты производятся по определенной системе, то они легко понятны и легко контролируются. Система записи каждой стадии расчета, показанная в приведенных ниже примерах, рекомендуется как одна из лучших для предохранения от ошибок.

Следующие расчеты, взятые из обычной практики химической промышленности, поясняют этот метод работы.

Задача 1. Из производственных наблюдений над одной шахтной печью для обжига извести с выносной топкой собраны следующие данные:

Анализ угля		Анализ шлака	
	В процентах		В процентах
Углерод	79,90	Углерод	8,4
Водород	4,85	Зола	91,6
Сера	0,69		
Азот	1,30	Сумма	100,0
Зола	6,50		
Кислород	6,76		
Сумма	100,0		

Анализ известняка		Анализ извести	
	В процентах		В процентах
Влага	1,2	Потеря в весе при прокаливании (CO ₂)	0
CaCO ₃	83,7		
MgCO ₃	8,2		
SiO ₂ , Al ₂ O ₃ и т. д.	6,9		
Сумма	100,0		

Анализ дымовых газов (по данным газоанализатора на CO₂) . . . 21% CO₂
Выход извести в кг на 1 кг угля 3,3

Какой процентный избыток воздуха применялся при обжиге?

1. Схема процесса (рис. 32).

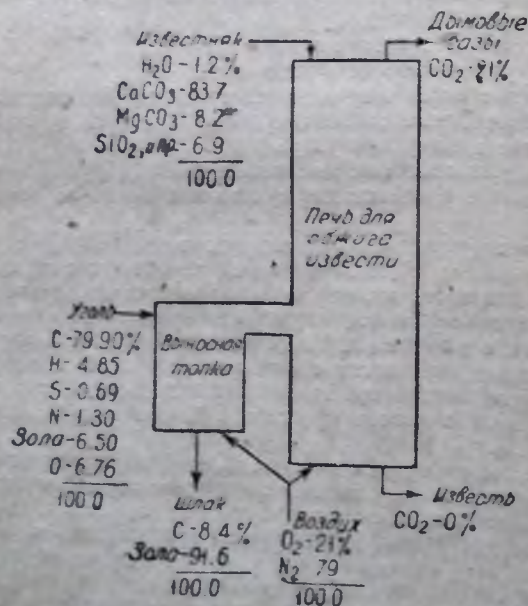


Рис. 32

2. Диаграммы материального баланса

(а) Углерод.



(б) Водород¹.



(с) Сера



(d) Окислы (CaO, MgO, SiO₂ и т. д.).



(е) Азот.



ф) Кислород².



3. Химические реакции

- $\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2$
- $\text{MgCO}_3 = \text{MgO} + \text{CO}_2$
- $\text{C} + \text{O}_2 + 3,76 \text{N}_2 = \text{CO}_2 + 3,76 \text{N}_2$
- $\text{H}_2 + 0,5 \text{O}_2 + 1,88 \text{N}_2 = \text{H}_2\text{O} + 1,88 \text{N}_2$
- $\text{S} + 1,5 \text{O}_2 + 5,64 \text{N}_2 = \text{SO}_2 + 5,64 \text{N}_2$
- $\text{SO}_2 + \text{CaO} = \text{CaSO}_3$

4. Анализ задачи. Очевидно, что сначала должно быть определено количество кислорода, не использованного при сгорании данного количества угля. Обычно полный анализ дымовых газов пока-

¹ Общий баланс водорода.

² Исключая кислород в балансе окислов и в H₂O (кроме образовавшейся при сгорании не связанного H₂).

зывает относительное количество избыточного воздуха, и путем соответствующего расчета отсюда может быть определено и количество избыточного кислорода. Для этого следует сначала определить количественное соотношение между сожженным углем и образовавшимися дымовыми газами и затем закончить полный анализ дымовых газов.

Анализ дымовых газов может быть выражен двумя способами:

$$\begin{aligned} (1) \text{ Процентное содержание } \text{CO}_2 &= 21 \\ &= 0 \text{ (условно)} \\ &= X \\ &= Y \end{aligned}$$

$$\text{Сумма} \dots\dots\dots 100$$

$$\begin{aligned} (2) \text{ Процентное содержание } \text{CO}_2 &= 21 \\ &= 0 \text{ (условно)} \\ \text{Избыток воздуха в процентах} &= Z \\ \text{Процентное содержание остаточного} & \\ \text{N}_2^1 &= W \end{aligned}$$

$$\text{Сумма} \dots\dots\dots 100$$

Количественное соотношение между дымовыми газами и углем может быть определено с помощью баланса углерода; таким образом может быть рассчитан N_2 , оставшийся от реакции горения угля. Отсюда могут быть определены и избыточный воздух и следовательно неиспользованный кислород.

5. Основная единица расчета. Из анализа задачи кажется более предпочтительным принять основной единицей для расчета 100 Молей судого дымового газа.

6. Выбор единицы. Так как все величины даны в форме процентного содержания, то может быть применена любая система единиц. Мы принимаем систему Молей и кг-атомов.

7. Предварительные расчеты

а) Выбор констант. Специального отбора не требуется.

б) Составление таблиц требуемых данных

(1) Уголь на 100 кг

Проценты	кг-атомы С	Моли общего H_2	кг-атомы S	Моли N_2	кг-атомы O_2
79,80 C	6,65				
4,85 H	—	2,40			
0,69 S	—	—	0,02		
1,30 N	—	—	—	0,05	
6,50 зола	—	—	—	—	
6,76 O	—	—	—	—	0,42
100,00	6,65	2,40	0,02	0,05	0,42

$$\text{Свобод. } \text{H}_2 = 2,40 - 0,42 = 1,98 \text{ Моля.}$$

¹ N_2 должно рассматриваться как (1) N_2 , оставшийся от реакции горения угля, плюс (2) N из избыточного воздуха

(2) Известняк на 100 кг

Проценты	кг окислов CaO, MgO и др.	кг CO_2	Моли CO_2
1,2 H_2O			
83,7 CaCO_3	47,0	26,7	0,60
8,2 MgCO_3	3,9	4,3	0,10
6,9 SiO_2	6,9	—	—
100,00	57,8	31,0	0,70

(3) Шлак на 100 кг

Проценты	кг-атомы С	кг зола
8,4 C	0,7	
91,6 зола	—	91,6
100,0	0,7	91,6

(с) Пробные расчеты. (1) Процентное содержание кислорода, связываемого при реакции горения серой и выходящего в виде сульфата, присутствующего в извести (предполагая, что вся S в угле окисляется до SO_3).

Основная единица: 100 кг сожженного угля.

$$\begin{aligned} \text{кг-атомов С в шлаке} &= 100 \cdot \frac{0,065}{91,6} \cdot \frac{0,7}{0,7} = 0,05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{кг-атомов сгоревшего С} &= 6,65 - 0,05 = 6,60 \\ \text{Молей } \text{O}_2 & \end{aligned}$$

$$\text{связанного углеродом С} = \frac{1,98}{0,5} = 6,60$$

$$\text{связанного водородом } \text{H}_2 = \frac{0,02}{1,5} = 0,99$$

$$\text{связанного серой S} = \frac{0,02}{1,5} = 0,03$$

Процент O_2 , связанного в виде $SO_3 = \frac{0,03}{7,62} \cdot 100 = 0,4\%$

(2) Сравнение азота из угля и азота из воздуха, кислород которого был связан при сгорании.

Основная единица: 100 кг сожженного угля.

Молей N_2 из угля 0,05

$$\begin{array}{r} \text{Молей } O_2 \text{ связанного} \\ \text{Молей остаточного } N_2 \\ \hline \text{Молей } N_2 \text{ из воздуха} = \frac{7,62}{3,76} = 28,6 \end{array}$$

$$\text{Отношение } \frac{N_2 \text{ из угля}}{N_2 \text{ из воздуха}} = \frac{0,05}{28,6} = \frac{1}{572}$$

Эти предварительные расчеты показывают, что количеством азота из угля и количеством кислорода, связываемого в сульфат, можно пренебречь в сравнении с количеством соответственно азота из воздуха и кислорода в дымовых газах в виде продуктов сгорания.

(d) Расчет оборудования. Не необходим.

5. Основные расчеты

Основная единица: 100 Молей сухого дымового газа.

(a) Отношение сожженного угля к сухому дымовому газу. По балансу углерода:

$$\begin{array}{r} \text{кг сожженного угля} \\ \text{кг атомов C в угле} \\ \hline X \cdot \frac{6,65}{100} + X \cdot \frac{3,3}{100} = \frac{100}{57,6} \cdot \frac{0,93}{100} = \frac{100}{100} \cdot \frac{21}{100} + X \cdot \frac{6,5}{100} \cdot \frac{0,7}{91,6} \end{array}$$

$$0,0665X + 0,033X = 21 + 0,0005X$$

$X = 176$ кг угля из 100 Молей сухого дымового газа.

(b) Расчет состава дымовых газов.

$$\begin{array}{r} \text{кг сожженного угля} \\ \text{Молей связанного } O_2 \\ \text{Молей остаточного } N_2 \\ \hline \text{Молей остаточного } N_2 = \frac{176}{100} \cdot \frac{7,62}{3,76} = 50,4 \\ \text{Молей } CO_2 = 21,0 \\ \text{Молей избыточного воздуха} = 28,6 \\ \text{Молей сухого дымового газа} = 100,0 \end{array}$$

(c) Избыточный воздух.

$$\begin{array}{r} \text{Молей избыточного воздуха} \\ \text{Молей избыточного } O_2 \\ \hline \text{Молей избыточного } O_2 = \frac{28,6}{0,21} = 6,00 \end{array}$$

Молей O_2 , необходимого для всего сожженного угля.

$$\begin{array}{r} \text{Молей } O_2 \text{ требуемого из 100 кг сожженного угля} \\ \text{Молей } O_2 \text{ требуемого из 100 Молей сухого дымового газа} \\ \hline (7,62 + 0,065) \cdot \frac{176}{100} = 13,50 \end{array}$$

$$\text{Процент избыточного воздуха, рассчитанный по сожженному} \\ \text{углю} = \frac{6,00}{13,50} \cdot 100 = 44,4\%$$

1 Молей C в шлак

Задача 2. Доменные газы, получающиеся в доменной печи, используются в общем для трех целей: (1) для обогрева кауперов, в которых предварительно подогревается воздух; (2) для двигателей внутреннего сгорания воздуходувок, подающих воздух, и (3) для обогрева котлов. В смеси с коксовыми газами доменные газы идут для обогрева котлов, мартеновских и коксовых печей, нагревательных или томильных колодцев (soaking pits), нагревательных печей Джевенса и других целей. Обычно применяемые доменные газы не бывают вполне очищены от пыли (кроме идущих для двигателей внутреннего сгорания) и следовательно при распределении не измеряются. Вследствие этого возникает следующая типичная проблема.

Котельный цех одного завода покупал для отопления батарей из десяти котлов Стирлинга производительностью каждый 500 ВНР (котельных лошадиных сил¹) избыточный доменный газ от доменного цеха. Газ не измерялся, а отпускался на основе расчетов, производившихся периодически при допущении практических коэффициентов. Однако недавно котельный цех в виде опыта применил смесь коксового газа с доменным и запросил тогда у теплотехнического отдела оценку количеств доменного и коксового газов, расходуемых на производство 1000 кг водяного пара.

Из произведенных наблюдений были известны следующие данные, которые были достаточно точны для данного расчета.

Расход воды для питания котлов в час ²	97 300 л
Температура питательной воды	98,9°
Давление пара	8,80 кг/см ²
Характеристика пара	сухой

Анализ газов

Коксовый газ		Доменный газ		Отходящий газ	
	В процентах		В процентах		В процентах
CO ₂	1,6	CO ₂	12,5	CO ₂	15,0
C ₃ H ₆	3,0	CO	26,8	O ₂	3,8
CO	6,5	H ₂	3,6	N ₂	81,2
CH ₄	28,4	N ₂	57,1	Сумма	100,0
H ₂	52,8	Сумма	100,0		
N ₂	7,7				
Сумма	100,0				

Горючие газы 15,6°, 1 ат, насыщенные. Отходящие (дымовые) газы 440°.

¹ Котельной лошадиной силой (boiler horse power) в США называется единица паропроизводительности котла, выражающаяся способностью произвести 34,5 фунта (15,6 кг) пара в час, при температуре питательной воды в 212°F (100,0°C).

² Приведенный к 15,6°.

1. Схема процесса (рис. 33).

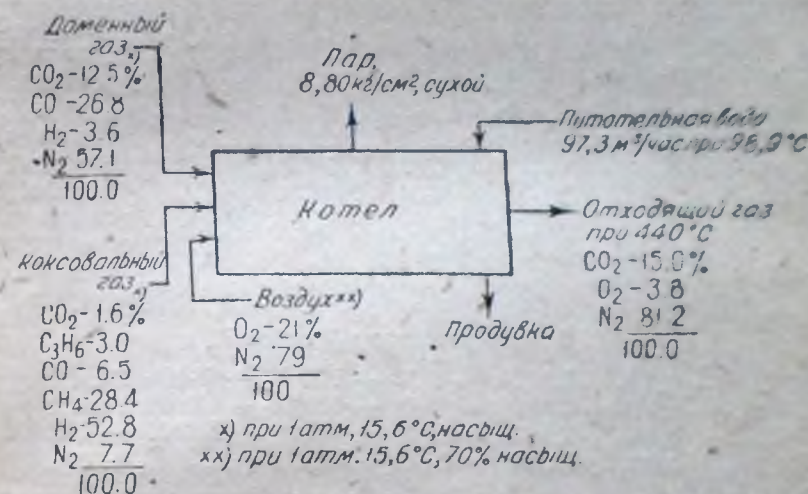


Рис. 33.

2. Диаграммы материального и теплового балансов

1) Материальный баланс

(а) Углерод

C [в к. (коксовом) газе] → C [в отходящем газе]
C [в д. (доменном) газе]

(b) Кислород¹

O₂ (в к. газе)
O₂ (в д. газе)
O₂ (в воздухе) → O₂ (в сухом отх. газе)
O₂ (в H₂O, образующейся при сгорании)

(с) Свободный водород²

H₂ (в к. газе)
H₂ (в д. газе) → H₂ (в H₂O, образующейся при сгорании)

(d) Азот

N₂ (в к. газе)
N₂ (в д. газе)
N₂ (в воздухе) → N₂ (в отходящем газе)

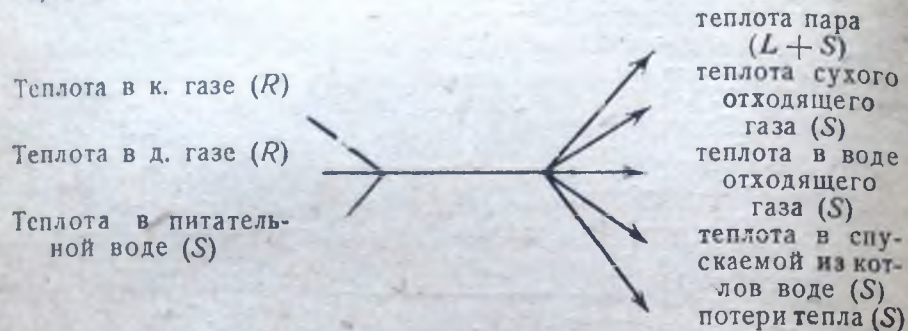
(е) Вода

H₂O (питательная вода) → H₂O (пар)
H₂O (спускаемая из котла при продувке)

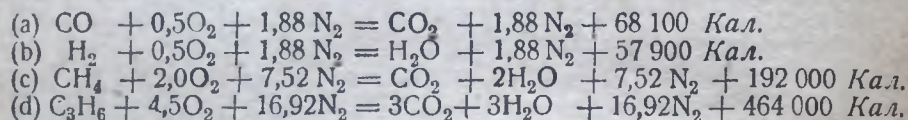
¹ Не считая кислорода, содержащегося в водяных парах.

² Не считая водорода, содержащегося в водяных парах.

2) Тепловой баланс (от 15,6°) ¹



3. Химические реакции ²



4. Анализ задачи. В данном случае необходимо рассмотреть три системы:

а) газовую систему, в которой соотношения между горючими газами, воздухом и отходящим газом могут быть определены с помощью балансов углерода, кислорода и азота (баланс H_2 независим от баланса O_2 , если содержание H_2O в отходящих газах не определяется аналитически, что на практике встречается редко);

б) систему вода — пар, в которой вода, спускаемая при продувке, может быть определена из прошлой практики, так как она не зависит от изменений в горючих газах;

в) тепловую систему, в которой тепло, даваемое горючими газами, и потеря тепла в отходящих газах могут быть рассчитаны из данных материального баланса; потери тепла в спускаемой из котлов воде или путем излучения и конвекции могут быть определены из данных прошлой практики, так как они не зависят от изменений в горючем, а тепло, поглощаемое паром, может быть определено по разности из первых двух.

5. Основная единица расчета. В данном случае могут быть применены различные единицы. Мы примем за единицу 100 Молей сухого отходящего газа, потому что в отходящем газе содержится одновременно C , O_2 , N_2 и т. д. из горючих газов и из воздуха.

Для теплового баланса желательно принять ту же основную единицу, так как все данные материального баланса будут более доступными при сохранении той же единицы.

6. Выбор единицы измерения. Расчет будет вестись в метрической системе и в Молях.

¹ Теплота в этом балансе разделяется на следующие виды; L — скрытая теплота перехода из одной фазы в другую (испарение, конденсация и пр.); R — теплота химической реакции; S — разность в теплосодержании, соответствующая изменению температуры.

² Теплота самой химической реакции (не включая скрытой теплоты конденсации H_2O , образующейся от сгорания H_2). Тепловые величины даны здесь и в дальнейших расчетах в больших калориях (1 Кал = 1 000 кал).

7. Предварительные расчеты

(а) Отбор физических и химических констант

(1) Теплотворная способность ¹ горючих газов в Калориях (от 15,6°).

Горючий газ	H_2	CO	CH_4	C_3H_6
Кал/Моль ²	57 900	68 100	192 000	464 000

(2) Теплосодержание ³ пара, считая от температуры питательной воды.

	Кал/кг
Теплосодержание сухого водяного пара при давлении на манометре, равном 8,80 кг/см ²	650
Теплосодержание водяного пара при 98,9°	583
Теплосодержание пара от температуры питательной воды	564

(3) Теплосодержание воды при 178,3° (8,80 кг/см²) от температуры питательной воды равно 180,6 — 98,9 = 81,7 Кал/кг.

(4) Теплосодержание отходящего газа при 440°, соответствующее лишь изменению температуры, считая от 15,6°.

Газ	CO_2	H_2O	O_2, N_2
Кал/Моль	4 440	3 660	3 060

(б) Составление таблиц данных.

(1) Доменный газ на 100 Молей (сухого):

Процентное содержание	кг-атомы С	Моли O_2	Моли H_2	Моли N_2	Моли потребного O_2	Теплотворная способность ¹ в Кал
12,5 CO_2	12,5	12,5				
26,8 CO	26,8	13,4			13,4	1 822 000
3,6 H_2			3,6		1,8	
57,1 N_2				57,1		
100	39,3	25,9	3,6	57,1	15,2	2 600 000

Молей N_2 из воздуха при идеальном полном сгорании = $15,2 \cdot 3,76 = 57,1$

Молей N_2 из доменного газа = 57,1

Молей N_2 , остающегося в газах при сгорании доменного газа = 114,2

¹ Теплота самой реакции сгорания, не включая скрытой теплоты конденсации H_2O , образующейся при сгорании.

² Haslam и Russel, Fuels and Their Combustion, стр. 265, McGraw-Hill, New York.

³ Marks и Davis, Steam Tables, Longmans, New York.

(2) Коксовый газ на 100 Молей (сухого):

Процентное содержание	кг-атомы С	Моли O ₂	Моли H ₂	Моли N ₂	Моли потребного O ₂	Теплотворная способность, кал
1,6CO ₂	1,6	1,6	1 392 000
3,0C ₂ H ₆	9,0	...	9,0	...	13,5	444 000
6,5CO	6,5	3,3	3,3	5 460 000
28,4CH ₄	28,4	...	56,8	...	56,8	3 054 000
52,8H ₂	52,8	...	26,4	...
7,7N ₂	7,7
100	45,5	4,9	118,6	7,7	100,0	10 350 000

Молей N₂ из воздуха при идеальном (полном) сгорании = $100 \cdot 3,76 = 376,0$
 Молей N₂ из коксового газа = 7,7
 Молей N₂, остающегося в газах сгорания коксового газа = 383,7

(3) Отходящий газ на 100 Молей (сухого):

Процентное содержание	кг-атомы С	Моли O ₂	Моли N ₂	Кал при 440° (от 15,6°)
15,0CO ₂	15,0	15,0	...	66 700
3,8CO ₂	3,8	...	255 300
81,2N ₂	81,2	...
100	15,0	18,8	81,2	322 000

(с) Пробные расчеты. В специальных пробных расчетах нет необходимости.

(d) Расчеты оборудования. Входят в таблицы.

8. Основные расчеты

Основная единица: 100 Молей сухого отходящего газа.

(а) Отношение доменного газа к коксовому.

Пусть X — количество Молей сухого доменного газа,
 Y — количество Молей сухого коксового газа.

Z — количество Молей сухого воздуха.

¹ Теплота самой реакции сгорания, не включая скрытой теплоты конденсации H₂O, образующейся при сгорании.

По балансу углерода:

$$\begin{array}{l} \text{Молей дом. газа} \\ \text{кг-атомов С в дом. газе} \\ X \frac{39,3}{100} + Y \frac{45,5}{100} = 100 \frac{15}{100} \end{array}$$

По балансу кислорода:

$$\begin{array}{l} \text{Молей дом. газа} \\ \text{Молей O}_2 \text{ в дом. газе} \\ X \frac{25,9}{100} + Y \frac{4,9}{100} + Z \frac{21}{100} = 100 \frac{18,8}{100} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{Молей дом. газа} \\ \text{Молей свободного H}_2 \text{ в дом. газе} \\ X \frac{3,6}{2} + Y \frac{146,6}{100} + Z \frac{79}{100} = 100 \frac{81,2}{100} \end{array}$$

По балансу азота:

$$\begin{array}{l} \text{Молей дом. газа} \\ \text{Молей N}_2 \text{ в дом. газе} \\ X \frac{57,1}{100} + Y \frac{7,7}{100} + Z \frac{79}{100} = 100 \frac{81,2}{100} \end{array}$$

$$\begin{aligned} (1) & 39,3X + 45,5Y = 1500 \\ (2) & 24,1X - 54,4Y + 21Z = 1880 \\ (3) & 57,1X + 7,7Y + 79Z = 8120 \end{aligned}$$

Решая, получаем:

X = 27,4 Молей дом. газа на 100 Молей сухого отх.
 Y = 9,3 Молей кокс. газа на 100 Молей сухого отх.
 Z = 82,0 Молей воздуха на 100 Молей сухого отх.

(b) Молей водяного пара в отходящем газе (на 100 Молей сухого).

(1) Из влаги горючих газов:

$$\frac{(27,4 + 9,3)}{29,40} \left[\begin{array}{l} \text{Молей сухого отх. газа} \\ \text{кг-молей H}_2\text{O} \end{array} \right] \begin{array}{l} 0,52 \\ 29,40 \end{array} = 0,7$$

(2) От сгорания свободного H₂:

$$\text{Доменный газ} - \frac{27,4}{100} \left[\begin{array}{l} \text{Молей дом. газа} \\ \text{Молей H}_2\text{O} \end{array} \right] \begin{array}{l} 3,6 \\ 100 \end{array} = 1,0$$

$$\text{Коксовый газ} - \frac{9,3}{100} \left[\begin{array}{l} \text{Молей кокс. газа} \\ \text{Молей H}_2\text{O} \end{array} \right] \begin{array}{l} 119,6 \\ 100 \end{array} = 11,0$$

(3) Из влаги воздуха (принимая 70% насыщения):

$$62 \left[\begin{array}{l} \text{Молей воздуха} \\ \text{Молей H}_2\text{O при насыщении} \\ \text{Молей H}_2\text{O} \end{array} \right] \begin{array}{l} 0,52 \\ 0,70 \\ 29,40 \end{array} = 1,0$$

Всего Молей H₂O = 0,7 + 1,0 + 11,0 + 1,0 = 13,7.

(c) Расход горючего газа в час.

Тепловой баланс на 100 Молей сухого отходящего газа.

Поступление тепла.

Горючие газы.

$$(1) \text{ В доменном газе} = \frac{2\,030\,000}{100} \left[\begin{array}{l} \text{Ккал на 100 Молей дом. газа} \\ \text{Ккал на 100 Молей сухого отх. газа} \end{array} \right] \begin{array}{l} 27,4 \\ 100 \end{array} = 556\,000$$

$$(2) \text{ В коксовом газе} = \frac{10\,350\,000}{100} \left[\begin{array}{l} \text{Ккал на 100 Молей кокс. газа} \\ \text{Ккал на 100 Молей сухого отх. газа} \end{array} \right] \begin{array}{l} 9,3 \\ 100 \end{array} = 963\,000$$

Всего 1 519 000

Потери тепла.

(1) В сухом отходящем газе = 322 000

$$(2) \text{ В H}_2\text{O отходящего газа} = \frac{13,7}{3660} \left[\begin{array}{l} \text{Молей H}_2\text{O} \\ \text{Ккал теплосодержания, соотв. разности темп.} \end{array} \right] \begin{array}{l} 13,7 \\ 3660 \end{array} = 50\,000$$

Всего 372 000

Потери на излучение и пр. = 74 000

Выход в водяном паре по разности = 1 673 000¹

1 519 000

¹ Принимаю 50% в соответствии с обычной практикой.

2. Диаграммы материального и энергетического балансов

(a) Углерод



(b) Кислород



(c) Азот

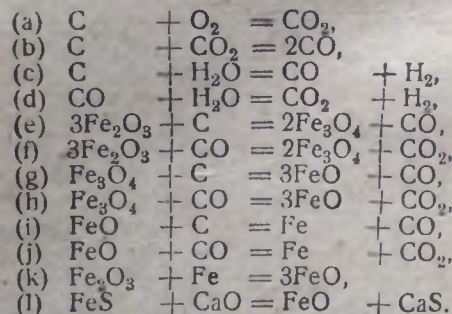


(d) Железо

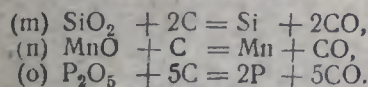


Баланс, соответствующий балансу Fe, может быть составлен также для Si, Mn, P, Ca, Mg и других.

3. Химические реакции



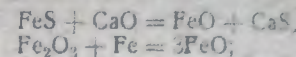
Другие окислы, как SiO₂, MnO, P₂O₅, будут восстанавливаться по аналогичным реакциям, в которых C является вероятно наиболее важным редуцирующим агентом:



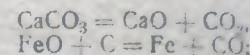
Хотя реакции от (m) до (o) являются очень важными для металлургического процесса, их влияние на газовую фазу сравнительно с реакциями окислов железа бывает мало.

4 Анализ задачи. Относительно этого процесса мы рассуждаем только данными о температуре, давлении и анализе, каждый из реакций, имеющих место, должна быть установлена по ее влиянию на газовую фазу. Наиболее вероятные реакции (перечисленные в п. 3) могут быть разделены на следующие взаимные типы:

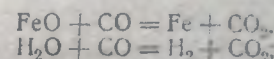
(a) реакции, в которых не участвует газовая фаза, например:



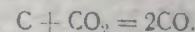
(b) реакции, в которых содержание в газе всего углерода и всего кислорода возрастает, например:



(c) реакции, при которых общее содержание в газе кислорода увеличивается, но содержание углерода не изменяется, например:

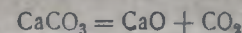


(d) реакции, при которых общее содержание в газе углерода увеличивается, но общее содержание кислорода не изменяется, например:

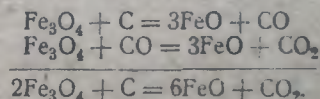


Расчет таблиц составных частей газовой фазы на различных уровнях печи, сделанный в соответствующих сравнимых единицах, должен дать возможность установить происходящие изменения и кроме того обнаружить изменение в общем количестве молей газа, который участвует в некоторых данных реакциях и не участвует в других.

Однако, как легко видеть, некоторые различные реакции и комбинации реакций дают одинаковый эффект в этом отношении, например



и



Результатом в каждом из этих двух случаев является прибавление CO₂ к газу без какого-нибудь изменения в других газообразных компонентах. Следовательно по данным только газового анализа в данном случае не возможно установить различия между этими реакциями. Однако можно рассчитать парциальное давление CO₂ на каждом уровне и сравнить его с упругостью диссоциации CaCO₃ при температуре каждого уровня и отсюда определить вероятный уровень, на котором известняк разлагается.

Восстановление всех трех окислов железа (Fe₂O₃, Fe₃O₄ и FeO) углеродом или CO приводит к одинаковому изменению общего количества кислорода в газовой фазе, но некоторые различные относительные

тельно реакций окислов, которые вероятно преобладают на том или ином уровне, все же может быть сделано.

Схема этих логических построений сводится к следующему:

(1) Пользуясь данными об упругости диссоциации CaCO_3 и парциальном давлении CO_2 в печи, необходимо установить зону, в которой разлагается известняк;

(2) составить в соответствующих сравнимых единицах таблицу данных для газа на каждом уровне;

(3) составить таблицу изменений в количестве различных компонентов от уровня к уровню;

(4) сопоставить эти изменения с вероятными реакциями между соответствующими уровнями.

5. Основная единица расчета. Поскольку весь N_2 входит в процесс из воздуха и является инертным (исключая реакций незначительного образования цианида), удовлетворительной основной единицей для настоящего расчета явится 100 Молей N_2 .

6. Выбор единиц измерения. Расчет будет производиться в метрической системе на Моли.

7. Предварительные расчеты

(а) Отбор физических и химических констант.

(1) Упругость диссоциации CaCO_3 ¹.

Температура °C	500	600	700	800	850	900	950	1000
Давление в мм рт. ст.	0,11	2,35	25,3	168	373	773	1490	2710

(b) Составление таблиц и построение соответствующих кривых.

(1) Парциальное давление CO_2 на различных уровнях

Место	Общее давление в мм рт. ст. $\cdot \frac{p_{\text{CO}_2}}{100} = p_{\text{CO}_2}$ в мм ²
Уровень фурмы	$1537 \cdot 0,0 = 0$
Уровень 4	$1337 \cdot 0,055 = 7,34$
Уровень 3	$1095 \cdot 0,119 = 13,06$
Уровень 2	$1022 \cdot 0,152 = 15,57$
Уровень 1	$879 \cdot 0,149 = 13,11$
Верх шихты	$862 \cdot 0,147 = 12,65$

(2) Кривая зависимости упругости диссоциации CaCO_3 от температуры (см. рис. 35, стр. 148).

Кривая, связывающая парциальное давление CO_2 в газе и температуру соответствующего уровня печи (рис. 35).

(3) Молей различных компонентов газовой фазы (на 100 Молей N_2) на различных уровнях печи.

¹ Riesenfeld, J. Chim. Phys., 7, 561 (1909), по Friend, Inorganic Chemistry, Lippincott, Philadelphia, т. 3, ч. 1, стр. 109.

² Считая на сухой. При этом делается предположение, что вся вода отгоняется из печи в соответствии с высокой температурой ее и малой скоростью опускания шихты.

Место	CO_2	CO	H_2	O_2	N_2
Подача воздуха . . .	0	0	0	26,6	100
Уровень фурмы . . .	0	48,0	2,1	0	100
Уровень 4	9,4	59,0	1,5	0	100
Уровень 3	25,5	47,7	4,0	0	100
Уровень 2	27,0	45,0	5,7	0	100
Уровень 1	26,4	44,6	6,0	0	100
Верх шихты	26,1	44,0	7,3	0	100

(4) Изменения в количестве отдельных составных частей газовой фазы от уровня к уровню.

От	До	Зона	ΔCO_2	ΔCO	ΔH_2	ΔO_2	Δ общего содержания C	Δ общего содержания O_2	Δ Молей
Подача во дуз	Фурма	A	0	+48,0	+2,1	-26,6	+48,0	-2,6	+21,5
Фурма	Уровень 4	B	+9,4	+11,0	-0,6	0	+20,4	-4,4	+16,0
Уровень 4	Уровень 3	C	+14,1	-11,3	+2,5	0	-0,2	+5,5	+2,3
Уровень 3	Уровень 2	D	+6,5	-2,7	+1,7	0	+3,2	+5,2	+5,5
Уровень 2	Уровень 1	E	-0,6	-0,4	+0,3	0	-1,0	+0,2	-0,7
Уровень 1	Верх шихты	F	-0,3	-0,6	+1,3	0	-0,1	-0,6	+0,4

8. Основные расчеты. Основная единица: 100 Молей N_2 .

(а) Зона A (радиальная) — от дутья (blast) до фурмы (tuyère):

ΔCO_2	ΔCO	ΔH_2	ΔO_2	Δ общего содержания C	Δ общего содержания O_2	Δ Молей
0	+48,0	+2,1	-26,6	+48,0	-2,6	+21,5

Механизм процесса газификации углерода до настоящего времени служит предметом дискуссии. Были предложены различные теории, которые рассматривают первым продуктом окисления CO или CO_2 или C_xO_y ¹.

Отсутствие CO_2 указывает на очень большую скорость, с которой CO_2 восстанавливается в области фурмы. Это является особенно интересным вследствие того, что именно этот факт заставляет Белла²

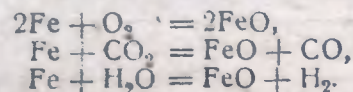
¹ Рассмотрение этих теорий см. Bone и Townsend, J. Flame and Combustion in Gases, гл. 25 (ср. также работы Гродовского и Чуханова, в которых высказана теория [Ж. Пр. X., 2, 1898; 9, 73]).

² Lowthain Bell, The Chemistry of Iron Smelting, Van Nostrand, New York 1872. Рассмотрение работ Белла см. также Haslam и Russell, Facts of Their Combustion, гл. 9, McGraw-Hill, New York.

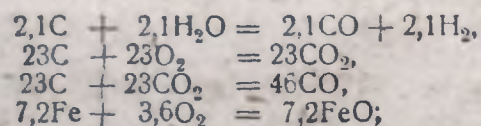
предпочитать точку зрения, что первым образующимся продуктом является CO , а не CO_2 .

Присутствие H_2 легко объясняется реакцией $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2$, которая вследствие эндотермического характера ее заставляет ставить много экспериментов по сушке дутья для уменьшения этого поглощения тепла, которое происходит именно в тех местах, где высокая температура необходима.

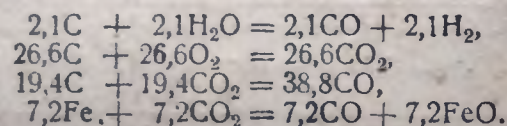
Характерной особенностью уровня фурмы является то, что в нем не только не происходит восстановления окиси железа, но наоборот, железо само частично снова окисляется, как на это указывает уменьшение общего содержания кислорода. Реакции, которые могли бы приводить к этому, изображаются следующими уравнениями:



Реакции, протекающие в этой зоне, могут быть представлены количественно (на 100 Молей N_2) в следующем виде:



или в следующем виде:



Несомненно, что реакция обратного окисления производится в этом случае как кислородом, так и уголекислотой, так что действительное течение процесса занимает промежуточное место между этими двумя крайними случаями.

Если вторичное окисление металла протекает до такой степени, то образующееся FeO будет являться важным фактором в реакциях, которые имеют место на поверхности раздела между шлаком и металлом¹.

Следует однако помнить, что эти данные являются средними и что не только состав изменяется от одной точки печи до другой поперек диаметра, но что и скорость течения газа также меняется, делая затруднительным получение взвешенного среднего с достаточной точностью. Поэтому не следует придавать слишком большого значения разнице в общем содержании того или иного компонента при близких между собой величинах.

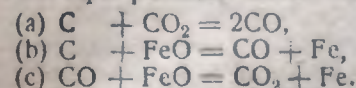
¹ Herty, Jr., The Physical Chemistry of Steel Making, Carnegie Inst. Techn. Bull. 34.

(b) Зона В—от уровня фурмы до уровня 4.

ΔCO_2	ΔCO	ΔH_2	Δ общего содержания С	Δ общего содержания O_2	Δ Молей
+ 9,4	+ 11,0	- 0,6	+ 30,4	+ 14,9	+ 15,8

Можно ожидать, что в этой зоне преобладающей реакцией будет восстановление CO_2 углеродом и восстановление FeO углеродом и CO с одновременным восстановлением и других окислов, хотя и являющихся важными с металлургической точки зрения, но в количественном отношении имеющих небольшое значение по сравнению с восстановлением FeO .

Эти три реакции имеют вероятно следующий вид:



Эффект этих трех реакций может быть представлен в виде следующей таблицы:

	(a)	(b)	(c)
Изменение в общем содержании С	+	+	0
Изменение в общем содержании O_2	0	+	+
Изменение в CO_2	-	0	+
Изменение в CO	+	+	-
Изменение в Молях	+	+	0

Отнюдь нельзя быть уверенным, что Fe_3O_4 не восстанавливается, так как влияние его восстановления на газовую фазу было бы таким же, как и восстановления FeO .

Нельзя отделить количественно область каждой из этих реакций, хотя некоторые качественные заключения могут быть сделаны. Реакции (a) и (b) одни сами по себе удовлетворяют всем требованиям, кроме возрастания CO_2 , для которого необходима реакция (c). Реакции (b) и (c) одни могут удовлетворить всем фактам.

В литературе содержится много данных по вопросу о восстановлении уголекислоты углеродом, которые могут быть полезными в данном случае при определении вероятной области газификации углерода по реакциям (a) и (b).

Clement, Adams и Haskins¹, пропуская смесь, состоящую из 21% CO_2 и 79% N_2 над коксом при различных температурах, определяли процентное содержание окиси углерода, образующейся на различные промежутки времени. Ниже приводятся некоторые из полученных ими результатов².

¹ Clement, Adams и Haskins, Essential Factors in the Formation of Producer Gas, Bur. Mines, Bull. 7, 1911.

² Взято из Ram-bush, Modern Gas Producers, Benn Bros. Ltd. London, 1924, стр. 32.

Процентное содержание образовавшейся СО

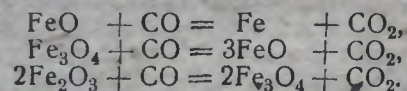
Температура в °С	Время в секундах				
	0,1	0,2	0,5	1,0	2,0
900	0	0	0	0	0
1000	0	0	0	0,2	1
1100	0	0,2	1	2,2	4
1200	1	1,8	4,5	8,2	15
1300	4	6	13	22	29

Время соприкосновения в этой зоне составляет вероятно около 0,25 сек.; в ней при высоких температурах не содержится CO_2 , как это показывают данные состава газовой фазы на уровне фурмы и кривая зависимости парциального давления CO_2 в газе от температуры. Здесь содержится большое количество CO , которое не способствует образованию еще новой окиси углерода. Из этих рассуждений кажется вероятным, что доминирующей реакцией, по которой углерод в этой зоне газифицируется, является $\text{C} + \text{FeO} = \text{CO} + \text{Fe}$, а не $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$.

(с) Зона С — от уровня 4 до уровня 3.

ΔCO_2	ΔCO	ΔH_2	Δ общего содержания С	Δ общего содержания O_2	Δ Молей
+11,3	-11,3	+2,5	-0,2	+5,5	+2,3

Из анализа этих данных можно видеть, что все восстановление в этой зоне производится окисью углерода, причем в этом случае имеют место некоторые комбинации следующих реакций:



Углерод в твердом состоянии не входит в эти реакции, что указывает также на то, что он не участвует интенсивно в реакциях верхней части зоны В, где процентное содержание CO_2 бывает достаточно велико, чтобы реакция $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$ была возможна.

(d) Зона D — от уровня 3 до уровня 2.

ΔCO_2	ΔCO	ΔH_2	Δ общего содержания С	Δ общего содержания O_2	Δ Молей
+6,5	-2,7	+1,7	+3,8	+5,2	+5,5

Из рис. 35 и данных относительно зоны С кажется ясным, что известняк разлагается в этой зоне и так как твердый углерод не входит в реакции в зоне, лежащей ниже, то можно предположить, что увеличение общего содержания С всецело обязано разложению углекислоты, образовавшейся при диссоциации известняка.

Изменения в содержании CO и CO_2 могут быть объяснены реакциями окиси железа, уже рассмотренными выше.

Выделение летучих из кокса увеличивает содержание H_2 в газе.

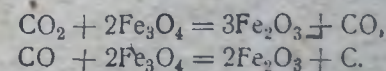
(е) Зоны Е и F — от уровня 2 до верха шихты.



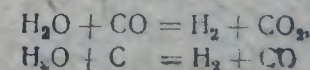
Рис. 33

ΔCO_2	ΔCO	ΔH_2	Δ общего содержания С	Δ общего содержания O_2	Δ Молей
-0,9	-1,0	+1,6	-1,9	-1,4	-0,3

Принимая во внимание вероятную степень точности этих данных, следует принять, что, изменения в этих зонах слишком малы, чтобы позволить сделать какие-либо выводы, кроме того, что в этих зонах химическая активность продуктов ничтожно мала. Однако эти данные могут быть объяснены реакциями, обратными восстановлению:

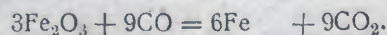
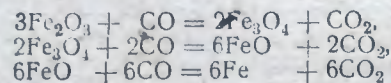


Содержание водорода увеличивается или вследствие выделения летучих из кокса или по следующим реакциям:



Но уменьшение содержания CO_2 и CO в этой зоне и невероятность спуска воды на такую глубину печи, где имеют место температуры, при которых эти реакции обладают достаточно большой скоростью (даже делая допущения о возможном каталитическом воздействии), означает, что источником водорода является выделение летучих из кокса, а не реакции водяного газа.

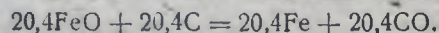
(г) Суммарные эффекты. Так как восстановление окислов Fe_2O_3 , Fe_3O_4 и FeO влияет на газовую фазу одинаковым образом, то является невозможным из данных, относящихся к какой-нибудь зоне, определить размер восстановления в ней каждого окисла в отдельности. Однако эти восстановления являются только ступенями, которые соединяются друг с другом определенными соотношениями¹.



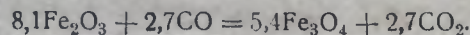
Окислы, образованные в одной из ступеней, должны быть израсходованы в следующей, так что если конечные реакции известны количественно, то промежуточные реакции могут быть предположительно определены.

На нижнем уровне в зоне В, как можно заметить, доминирующим окислом является FeO , а на верхнем уровне в зоне D и выше доминирующим окислом является Fe_2O_3 . Так как движение шихты бывает неправильно, то вероятно там присутствуют смеси окислов, кроме самого верха и низа шихты.

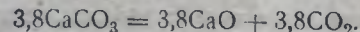
Если принять заключение о газификации С в зоне В (т. е., что С газифицируется действием FeO , а не CO_2), то могут быть написаны следующие реакции:



В зоне D, 2,7 Молей CO исчезает несомненно по реакции:

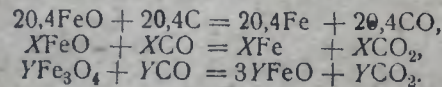


В зоне D происходит также разложение известняка:

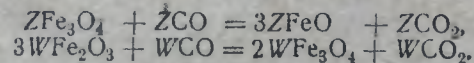


Зная эти реакции количественно, можно написать остающиеся побочные реакции в следующем виде:

Зона В:



Зона С:



¹ С—как восстанавливающий фактор не будет изменять отношений $2\text{Fe}_2\text{O}_3 : 2\text{Fe}_3\text{O}_4 : 6\text{FeO}$.

Зона D:



Между этими неизвестными имеется большое количество соотношений.

Количество образовавшегося Fe_3O_4 равно количеству восстановленного Fe_2O_3 :

$$5,4 + 2W = Z + Y.$$

Количество образовавшегося FeO равно количеству восстановленного FeO :

$$3Z + 3Y = X + 20,4.$$

CO_2 , образовавшееся в зоне В:

$$X + Y = 9,4.$$

CO , израсходованное в зоне С:

$$Z + W = 11,2.$$

CO_2 в газе на уровне 2:

$$X + Y + Z + W + 2,7 + 3,8 = 27,0.$$

Отношение $\text{Fe}_2\text{O}_3 : \text{Fe}_3\text{O}_4$ в реакциях

$$\frac{8,1 + 3W}{Y + Z} = \frac{3}{2}.$$

Отношение $\text{Fe}_2\text{O}_3 : \text{FeO}$ в реакциях

$$\frac{8,1 + 3W}{20,4 + X} = \frac{3}{6}.$$

Отношение $\text{Fe}_3\text{O}_4 : \text{FeO}$ в реакциях

$$\frac{Y + Z}{20,4 + X} = \frac{1}{3}.$$

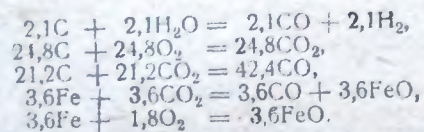
Эти уравнения и другие, которые могут быть написаны, являются все независимыми, но приводятся здесь лишь для иллюстрации способа, которым подобные данные могут быть связаны друг с другом.

При решении уравнений (а), (б), (с) и (d) получаются следующие значения:

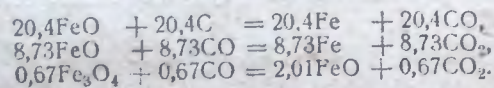
$$X = 8,73; Y = 0,67; Z = 9,04; W = 2,16.$$

Таким образом теперь могут быть написаны количественно все соотношения реакции восстановления окиси железа в различных зонах печи, отнесенные к 100 Молям N_2 в газе.

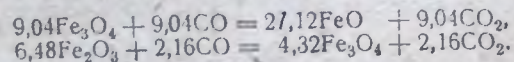
Зона А: 1



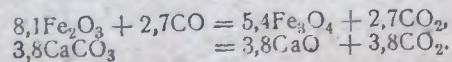
Зона В:



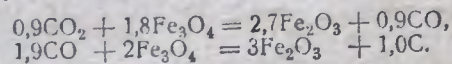
Зона С:



Зона D:



Зона Е и F:



ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Целью этой главы является не научить деталям промышленной стехиометрии, но показать и подчеркнуть преимущества решения подобных проблем с помощью логически последовательных операций, пользуясь, где это необходимо, упрощающими допущениями.

ОТДЕЛ ВТОРОЙ

ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

СОСТАВЛЕН В. МАК-АДАМС (W. M. ADAMS)

А. КОЛЬБУРН (A. COLBURN)

и

Х. ХОТТЕЛЬ (H. HOTTEL)

ПЕРЕВОД ПОД РЕДАКЦИЕЙ

Н. А. СЕМЕНОВА

* Среди из возможных реакций, указанных в §*

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.		Стр.
I. Теплопередача теплопроводностью и конвекцией. (W. McAdams)		II. Сводка общих коэффициентов теплопередачи для различных случаев (A. Colburn)	222
Основные понятия	158	III. Теплопередача лучеиспусканием (H. Hottel)	
Теплопроводность	—	Основные понятия	240
Таблицы удельных теплопроводностей	160	Лучеиспускание между поверхностями твердых тел, разделенными не поглощающей средой	241
Стационарный тепловой поток	173	Таблицы коэффициентов лучеиспускания	243
Нестационарный тепловой поток	176	Излучение несветящихся газов	256
Конвекция	180	Излучение твердых частиц, взвешенных в газе	267
Газы внутри труб	192	Светящееся пламя	268
Жидкости внутри труб	197	Пламя пылевидного топлива (угля)	270
Газы снаружи труб и над плоскими поверхностями	205	Общая проблема теплопередачи в камере сгорания	273
Жидкости снаружи труб	211		
Естественная конвекция	212		
Конденсирующиеся пары	216		
Осушка газов охлаждением	220		
Кипящие жидкости	225		
Оптимальные условия при теплообмене	227		

ОБОЗНАЧЕНИЯ, ПРИНЯТЫЕ В ОТДЕЛЕ „ТЕПЛОПЕРЕДАЧА“

1. Теплопередача теплопроводностью и конвекцией

b —константы	—
C —константа Sutherland'a или вес конденсата на единицу длины в час	кг/м·час
c_p —теплоемкость при постоянном давлении	кал/кг·°C
$c=1/R$ —термическая проводимость	кал/°C·час
D —диаметр	м
d —коэффициент диффузии в объемных единицах	м ² /с или м ² /сек
f —коэффициент трения в трубах	—
g —ускорение силы тяжести	9,81 м/сек ²
G —весовая скорость	кг/м ² ·сек или кг/м ² ·час
K —общий коэффициент теплопередачи	кал/м ² ·час·°C
K' —местное значение K в данной точке	кал/м ² ·час·°C
l —толщина стенки	м
L —длина	м
M —молекулярный вес	—
P —общее давление	атм или мм Hg
p —парциальное давление или степень черноты поверхности	атм или мм Hg
Q —количество тепла	кал
q —часовое количество тепла	кал/час
$R=1/\alpha$ —термическое сопротивление или радиус сферы (цилиндра), или половина толщины пластины, нагреваемой с обеих сторон, или толщина пластины, нагреваемой с одной стороны, или расстояние до данной точки от поверхности полубесконечного тела, ограниченного плоскостью	°C·час/кал
$r=1/\alpha$ —частное термическое сопротивление пленки или расстояние точки от центра тела или плоскости (оси) симметрии	м
или скрытая теплота парообразования	кал/кг
S —поверхность	м ²
T —абсолютная температура	°K
или температура греющей среды	°C
t —температура	°C
Δt —разность температур	°C
W —вес жидкости, протекающей в единицу времени	кг/час или кг/сек
v или V —линейная скорость	м/сек
η или Z —вязкость	сантипуазы
α —частный коэффициент теплопередачи пленки	кал/м ² ·час·°C
β —объемный коэффициент расширения или коэффициент теплопередачи излучением и конвекцией	(°C) ⁻¹ кал/м ² ·час·°C
γ —удельный вес	кг/м ³
δ —относительный вес жидкости (по воде)	—
λ —тепловая теплопроводность	кал/м ² ·час·°C/м
μ —вязкость	кг/м·сек или кг/м·час
θ —время	час или сек
Re —критерий Рейнольдса	—
St —критерий Стантона	—
Nu —критерий Нуссельта	—
Gr —критерий Грасгофа	—
X —критерий Фурье (обозначается также $ Fo$)	—

2. Теплопередача лучеиспусканием

A —солнечная постоянная	кал/м ² ·час
C_0 —интенсивность горения	кг/м ² ·сек
C_r и C_g —излучение углекислого газа	кал/м ² ·час
d_0 —начальный средний диаметр частиц угля	мм
F_{θ} —коэффициент излучения, учитывающий взаимное расположение поверхностей	—
F_I —коэффициент излучения, учитывающий степень черноты поверхностей	—
G_B —отношение веса воздуха к весу горючего	кг/кг
H_1 —количество тепла, выделяемое сгорающим топливом за час	кал/м ² ·сек
I —полное излучение	кал/м ² ·час
i —интенсивность излучения	кал/м ² ·сек
K_I и K_g —поправки при совместном излучении смеси углекислоты и водяного пара	кал/м ² ·час
K_1, K_2, K_3 —коэффициенты в уравнениях	—
KL —интенсивность поглощения	м
L —длина	м
p_c —парциальное давление углекислого газа	атм
p_w —парциальное давление водяного пара	атм
p —степень черноты (поглощательная способность)	—
q —часовое количество тепла	кал/час
R_I и R_g —излучение сернистого газа	кал/м ² ·час
S —поверхность	м ²
T —абсолютная температура	°K
t —температура	°C
W_I и W_g —излучение водяного пара	кал/м ² ·час
V —доля летучих и влаги в угле	—
α —частный коэффициент теплопередачи	кал/м ² ·час·°C
γ —удельный вес	кг/м ³
σ —константа Стефана-Больцмана	4,96·10 ⁻⁹ кал/м ² ·час (°C) ⁴

$R = \frac{l}{h\alpha}$ — термическое сопротивление °C·час/кал

или радиус сферы (цилиндра), половина толщины пластины, нагреваемой с обеих сторон, или толщина пластины, нагреваемой с одной стороны, или расстояние до данной точки от поверхности полубесконечного тела, ограниченного плоскостью м

$r=1/\alpha$ — частное термическое сопротивление пленки °C·час·м²/кал
или расстояние точки от центра тела или плоскости (оси) симметрии м
или скрытая теплота парообразования кал/кг

Везде в тексте „кал“ обозначает кг·кал; малые калории особо оговорены.

1. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬЮ И КОНВЕКЦИЕЙ

ЛИТЕРАТУРА

1. Гребер, Введение в теорию теплопередачи, М. 1933.
2. Шапк, Теплопередача в промышленных установках, М. 1933.
3. Mc Adams, Heat Transmission, McGraw Hill Co, N. Y. 1933.
4. Теб-Бош, Теплопередача, М. 1930.

Основные понятия

Известны три основных вида теплопередачи.

1. **Теплопроводностью** (кондукцией) называется передача тепла от одной части тела к другой его части, или от одного тела к другому, находящемуся с первым в непосредственном соприкосновении, без видимого перемещения частиц тела.

2. **Конвекцией** называется передача тепла внутри жидкости или газа из одной точки в другую путем смешения одной части жидкости с другой. В случае естественной (свободной) конвекции движение жидкости, вызывающее перемешивание, является исключительно результатом разности плотностей, обусловленной неодинаковостью температур в различных частях жидкости.

В случае искусственной (принудительной) конвекции движение вызывается механическими средствами. Если это принудительное движение сравнительно медленно, следует учитывать, что и факторы, влияющие на естественную конвекцию, как-то: разность плотностей и температур, могут в этом случае также оказывать значительное влияние.

3. **Лучеиспусканием** (радиацией) называется передача тепла от одного тела к другому, не находящемуся с ним в непосредственном соприкосновении, путем волнового движения в пространстве.

Все три вида теплопередачи могут иметь место одновременно, но в отдельном частном случае следует особо различать передачу тепла каждым из указанных видов.

Теплопроводность

Закон Фурье — основное дифференциальное уравнение теплопередачи теплопроводностью — выражается следующим образом:

$$\frac{dQ}{d\theta} = -\lambda S \frac{dt}{dl} \quad (1)$$

где $dQ/d\theta$ есть скорость перехода тепла (количество тепла за единицу времени), S — площадь сечения, нормального к направлению теплового потока, dt/dl — изменение температуры в направлении теплового потока, т. е. температурный градиент.

Коэффициент λ называется удельной теплопроводностью и зависит от рода материала, через который протекает тепло, и от температуры.

Таблицы от 1 до 11 включительно дают значения удельной теплопроводности, выраженные в килокалориях в час на кв. метр, на 1°C на метр (кал/час · м² · °C/м).

Для пересчета в другие единицы (см. также табл. 10 в конце книги):

умножьте на 8,0700, чтобы получить		$\frac{\text{BTU} \cdot \text{дюйм}}{\text{час} \cdot \text{кв. фут} \cdot ^\circ\text{F}}$
0,6725		$\frac{\text{BTU} \cdot \text{фут}}{\text{час} \cdot \text{кв. фут} \cdot ^\circ\text{F}}$
0,00278		$\frac{\text{мал. кал} \cdot \text{см}}{\text{сек} \cdot \text{см}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$
116 600		$\frac{\text{эрг} \cdot \text{см}}{\text{сек} \cdot \text{см}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$
0,0116		$\frac{\text{ватты} \cdot \text{см}}{\text{см}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$

Табл. 1 показывает влияние температуры на величину λ для некоторых металлов. Наличие примесей, особенно в металлах, может вызвать изменение удельной теплопроводности на 50—75%.

Таблицы 2, 6, 7, 8 составлены главным образом по данным, подобранным Mc Millan, и перепечатаны из Marks Handbook (3 ed., McGraw Hill Co. 1930). Соответствующих данных для различных железных сплавов не имеется. В табл. 3 приведены данные K. W. Martin (Chem. Eng. Thesis, Mass. Inst. Techn. 1929) для некоторых хромоникелевых сталей.

Таблицы от 4 до 8 дают удельные теплопроводности различных строительных и изолирующих материалов.

Таблицы 9, 10 и 11 дают удельные теплопроводности различных жидкостей и газов. При пользовании этими данными следует помнить, что теплопроводность не единственный вид теплопередачи и особенно в жидкостях и газах, конвекция и лучеиспускание могут играть значительно большую роль (стр. 180).

Удельная теплопроводность неоднородных твердых тел при данной температуре есть функция объемного веса. Так например при 0° для асбестовой шерсти:

$\lambda = 0,077$ при объемном весе 400 кг/м³ и

$\lambda = 0,165$ при объемном весе 700 кг/м³.

Бриджмен [Proc. Am. Acad. Arts Sci 59, 141 (1923)] показал, что под давлением в 1000 ат удельная теплопроводность жидкостей увеличивается всего на несколько процентов.

Для газов влияние давления на λ не исследовано, но вычислено по уравнению Эйкена (Jeans, Dynamical Theory of Gases, Cambridge Univ. Press, Cambridge, Eng. 1925) указывают на увеличение около 3% при 1000 ат. Определяя кажущуюся удельную теплопроводность зернистых материалов, как-то: пробковых опилок или гранулированного

¹ В кристаллах теплопроводность неодинакова по различным осям симметрии. В общем случае теплопроводность кристаллов определяется тремя значениями λ . В кристаллах правильной (кубической) системы все шесть значений равны друг другу и теплопроводность характеризуется всего одним значением λ . См. Schottky, Ztschr. f. Physik, u. Petrogr. 11, 1/2, 1924. — Прим. ред.

Таблицы удельных теплопроводностей¹

Таблица 1

Влияние температуры на удельную теплопроводность металлов и сплавов

Значения λ даны в $\text{ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C/м}$

Металлы и сплавы	Точка плавления ($^\circ\text{C}$)	Температура ($^\circ\text{C}$)						
		0°	100°	200°	300°	400°	500°	600°
Алюминий	659	174	176	184,5	198	214	230	—
Железо сварочное (шведское)	—	—	47,5	44,5	41,6	38,7	34,2	—
Латунь	940	83,2	89,2	93,6	98	99,3	—	—
Медь (чистая)	1 080	333	324	320	315	312	308	303
Никель	1 450	53,5	50,3	49	47,5	—	—	—
Олово	231	53,5	50,3	49	—	—	—	—
Свинец	327	29,7	29,7	28,3	26,8	—	—	—
Серебро	960	360	354	—	—	—	—	—
Сталь мягкая	—	—	38,6	38,6	37,2	34,2	32,7	31,2
Тантал	2 900	47,5 ²	—	—	—	—	—	—
Цинк	419	96,5	95,0	92,1	87,6	80,3	—	—
Чугун	1 260	43,1	41,6	—	—	—	—	—
Чугун высококремнистый	1 260	44,6	—	—	—	—	—	—

Таблица 2

Удельная теплопроводность металлов
 λ в $\text{ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C/м}$

Металлы и сплавы	$t, ^\circ\text{C}$	λ	Металлы и сплавы	$t, ^\circ\text{C}$	λ
Металлы					
Висмут	18	7,0	Ртуть	0	5,35
Железо чистое	100	5,8	Сталь (1% С)	50	6,84
Железо сварочное	18	58,0	Сурьма	18	39,0
Железо литое	100	54,3	—	100	38,5
—	18	52,0	—	0	15,8
—	64	41,0	—	100	14,4
—	102	39,8	Сплавы		
Золото	18	251,0	Константан (60% Cu, 40% Ni)	18	19,5
—	100	253,0	—	100	23,0
Кадмий	18	80,0	Манганин (84% Cu, 4% Ni, 12% Mn)	18	19,0
Магний	100	77,8	—	100	22,6
—	0-100	137,0	Никелевое серебро	0	25,2
Платина	18	59,8	—	100	32,0
—	100	62,3			

¹ При пересчете из британских единиц в метрические во всех случаях данные против оригинала округлены соответственно точности, с которой могут быть известны эти величины.² При 18° С.

Таблица 3

Удельная теплопроводность хромовых сплавов (Martin)

 λ в $\text{ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C/м}$

Образцы	Cr	Ni	Si	Mn	C	λ при 20° С
a	13,22	0,23	0,86	0,31	0,10	28,7
b	24,48	20,30	0,89	0,63	0,17	24,5
c	17,36	10,20	0,93	0,25	0,068	24,1
d	17,60	0,23	0,86	0,31	0,10	22,6
e	18,15	8,23	0,32	0,45	0,14	22,0
f	17,64	10,68	—	—	0,12	21,5
g	22,90	11,67	0,17	—	0,15	20,5

Таблица 4

Удельные теплопроводности строительных и изоляционных материалов¹ λ в $\text{ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C/м}$

Материалы	Объемный вес в кг/м^3 при комнатной температуре	$t, ^\circ\text{C}$	λ
Асбестовый картон	1 923	20	0,040
Асбестовая бумага	873	51	0,143
Асбестовый шифер	1 795	0	0,129
—	1 795	60	0,170
—	470	— 200	0,072
—	470	0	0,134
—	697	— 200	0,134
—	697	0	0,201
—	578	0	0,129
Асбест	578	50	0,146
—	578	100	0,166
—	578	150	0,174
—	578	200	0,179
—	578	250	0,181
—	578	300	0,184
—	578	400	0,192
Алюминиевая фольга (7 воздушных прослоек на 6,35 см)	3,21	38	0,037
—	—	177	0,066
Асфальт	2 120	20	0,81
Белый мрамор	—	—	2,32
Бетон (шлаковый)	—	—	0,297
Бетон (каменный)	—	—	0,80
Бетон (1:4, сухой)	—	—	0,85
Бумага	—	—	0,111
Белая пихта	452	60	0,092
Вата (хлопчатобумажная)	80	30	0,036

Продолжение табл. 4

Материалы	Объемный вес в кг/м^3 при комнатной температуре	$t, ^\circ\text{C}$	λ
Войлок (шерстяной)	330	30	0,044
Гипс (скульптурный)	2 120	21	0,64
Гипс (строительный)	1 245	25	0,37
Газоретортный кокс	—	0—100	2,98
Гранит	—	—	от 1,487 до 3,42
Графит искусственный	—	0	128,8
Графит порошкообразный, 100 меш.	481	40	0,154
Гипс (формованный высушенный)	1 250	20	0,372
Диатомит природный, поперек плоскостей спайности ²	445	204	0,076
Диатомит природный, параллельно плоскостям спайности ²	445	871	0,115
Диатомитовый кирпич, формованный и обожженный ²	445	204	0,120
Диатомитовый кирпич с глиной, формованный и обожженный ²	610	871	0,158
Диатомитовый кирпич, сильно обожженный, пористый ²	610	204	0,209
Диатомитовый кирпич с глиной, формованный и обожженный ²	680	871	0,269
Диатомитовый кирпич, сильно обожженный, пористый ²	680	204	0,209
Диатомитовый кирпич, сильно обожженный, пористый ²	680	871	0,283
Диатомитовая земля (грубый порошок) ²	593	200	0,193
Диатомитовая земля (грубый порошок) ²	593	1 000	0,508
Диатомитовая земля тонко измолотая	320	38	0,053
Диатомитовая земля тонко измолотая	320	871	0,119
Литые фасонные части из диатомитовой земли для изоляции труб ²	275	204	0,059
Литые фасонные части из диатомитовой земли для изоляции труб ²	275	871	0,110
Смесь из 4 объемов обожженной земли и 1 объема цемента (обожженная) ²	417	204	0,076
Смесь из 4 объемов обожженной земли и 1 объема цемента (обожженная) ²	417	871	0,131
Древесный уголь, в кусках	990	204	0,238
Древесный уголь, в кусках	990	871	0,341
Доломит	191	80	0,064
Древесная стружка	240	80	0,076
Дерево (поперек волокон)	2 680	50	1,487
Дерево (поперек волокон)	141	30	0,051
Дуб	827	—	0,178
Ель белая	450	60	0,092
Клен	720	50	0,163
Тиковое	640	15	0,148
Пробковое	112—128	30	0,037—0,045
Сосна белая	545	15	0,129
Сосна белая (идоль волокон)	550	21	0,298
Зола древесная	—	0—100	0,061
Инфузорная земля (см. диатомитовая земля)	—	—	—
Известняк (15 объемн. % H_2O)	1652	24	0,80
Кирпич :	—	—	—
Глиноземный (92—99% Al_2O_3 , плавл.)	—	930	2,97
Глиноземный (92—99% Al_2O_3 , плавл.)	2 730	500	1,93
Глиноземный (82% Al_2O_3)	2 730	800	1,82
Глиноземный (82% Al_2O_3)	2 730	1100	1,79

Продолжение табл. 4

Материалы	Объемный вес в кг/м^3 при комнатной температуре	$t, ^\circ\text{C}$	λ
Кирпич	—	—	—
Глиноземный (64—65% Al_2O_3)	—	500	1,27
Глиноземный (64—65% Al_2O_3)	—	1 400	1,25
Глиноземный (41% Al_2O_3) огнеупорная глина	1 840	500	0,89
Глиноземный (41% Al_2O_3) огнеупорная глина	1 840	800	0,92
Глиноземный (41% Al_2O_3) огнеупорная глина	1 840	1 100	0,94
Динас (93% SiO_2)	1 683	500	1,13
Динас (93% SiO_2)	1 683	800	1,26
Динас (93% SiO_2)	1 683	1 100	1,26
Динас (96% SiO_2)	1 766	500	1,26
Динас (96% SiO_2)	1 766	800	1,40
Динас (96% SiO_2)	1 766	1 100	1,52
Динас (96% SiO_2)	2 070	800	16,90
Динас (96% SiO_2)	2 070	800	13,62
Карборундовый	2 070	1 000	11,90
Карборундовый	2 070	1 200	10,40
Карборундовый	2 070	1 400	9,36
Каолиновый изоляционный ²	433	500	0,22
Каолиновый изоляционный ²	433	1 150	0,29
Хромовый (32% Cr_2O_3)	3 210	200	2,00
Хромовый (32% Cr_2O_3)	3 210	550	2,13
Хромовый (32% Cr_2O_3)	3 210	900	1,72
Магнезитовый (86,8% MgO ; 6,3% Fe_2O_3 ; 3% CaO ; 2,6% SiO_2)	2 540	204	3,27
Магнезитовый (86,8% MgO ; 6,3% Fe_2O_3 ; 3% CaO ; 2,6% SiO_2)	2 540	650	2,40
Магнезитовый (86,8% MgO ; 6,3% Fe_2O_3 ; 3% CaO ; 2,6% SiO_2)	2 540	1 200	1,64
Из огнеупорной глины (обжиг при 1330°)	—	500	0,89
Из огнеупорной глины (обжиг при 1330°)	—	800	0,92
Из огнеупорной глины (обжиг при 1330°)	—	1 100	0,94
Из огнеупорной глины (обжиг при 1410°)	—	500	0,95
Из огнеупорной глины (обжиг при 1410°)	—	800	1,08
Из огнеупорной глины (обжиг при 1410°)	—	1 100	1,06
Из огнеупорной глины (обжиг при 1450°)	—	500	1,10
Из огнеупорной глины (обжиг при 1450°)	—	800	1,17
Из огнеупорной глины (обжиг при 1450°)	—	1 100	1,23
Цирконовый (64% Zr_2O_3)	3 783	500	2,15
Цирконовый (64% Zr_2O_3)	3 783	800	1,83
Цирконовый (64% Zr_2O_3)	3 783	1 100	1,63
Картон гофрированный	—	—	0,055
Клинкер (гранулированный)	—	0—700	0,41
Клинкер (гранулированный)	—	100	5,85
Кокс, нефтяной	—	500	4,31
Кокс, нефтяной	—	0—100	0,184
Кокс (в порошке)	—	—	0,137
Кожа подошвенная	1 000	—	0,135
Каучук ⁴ (твердый)	1 200	0	0,162
Каучук (паракаучук)	—	21	0,11—1,3
Каучук (мягкий)	—	21	—
Картон для перегородок, изоляционный типа	237	21	0,041
Картон для перегородок, жесткая штукатурка	690	30	—
Лед	920	0	—
Ламповая сажа	180,3	40	—
Лава	—	—	—
Льняное полотно	—	—	—
Мел	1 540	—	—

Продолжение табл. 4

Материалы	Объемный вес в кг/м³ при комнатной температуре	t, °C	λ
Магnezия (в порошке)	795	47	0,52
Мрамор	—	—	1,78—2,82
Нефтяной кокс	—	100	5,05
Накипь котельная ^б	—	300	4,31
Окись магния (спрессованная)	800	20	0,47
Опилки	193	21	0,044
Пробковые пластины	160	30	0,037
Пробка (гранулированная)	130	30	0,039
Пробка (молотая)	151	30	0,037
Парафин	—	—	0,223
Портланд-цемент (см. также бетон)	—	90	0,253
Пемза	—	21—66	0,208
Пироксидиновая пластмасса	—	—	0,111
Песок (сухой)	1 520	20	0,283
Песчаник	2 250	40	1,57
Сульфат кальция (2H ₂ O), искусствен- ный	1 360	21	0,32
Стекло	—	—	0,296—1,04
Стекло боросиликатное	2 230	30—75	0,93
Стекло оконное	—	—	0,44—0,91
Стекло натровое	—	—	0,44—0,65
Слюда (поперек слоев)	—	50	0,50
Стекланная вата	151	30	0,0335
Снег	557	—	0,40
Сера моноклиническая	—	100	0,134—0,144
Сера ромбическая	—	21	0,237
Фибровый изоляционный картон	238	21	0,042
Фибра красная	1 293	20	0,41
Фарфор	—	20—97	0,144
Целлулоид	—	—	0,89
Целлулоид	1 400	30	0,18
Шерстяной войлок	272	30	0,031
Шелк	101	—	0,0386
Шлак (лакированный)	—	38	0,141
Шлак доменный	—	24—127	0,095
Шлаковая шерсть	193	30	0,0325
Шифер	—	94	1,28
Шерсть животных	110	30	0,031
Эбонит	—	—	0,148
Эмаль силикатная	610	—	0,74—1,11

^а Marks, *Mechan. Engineers Handbook*, McGraw Hill и другие источники.
См. также стр. 165—169.

^б Townsend и Williams, *Chem. Met. Eng.* 39, 219 (1932).

^в Norton, *Refractories*, McGraw Hill, N. Y. 1931.

^г См. Bagnel, *Ind. Eng. Chem.* 26, 3^а (1934). *Прим. ред.*

^д Кэмп [Z. techn. Physik, 12, 30 (1931)] отмечает влияние повышения пористости котельной накипи на уменьшение ее теплопроводности.

Partridge [University of Michigan. Eng. Research Bull. 15, 1930] опубликовал исследование об образовании и свойствах котельной накипи (170 страниц).

Таблица 5

Удельные теплопроводности некоторых материалов, применяемых
для теплоизоляции зданий¹
λ в кал/м²·час·°C/м

Материалы	Объемный вес в кг/м³ при комнатной тем- пературе	λ
Легко сгибаемые материалы в форме листов		
Обработанное химическим путем древесное волокно	35,3	0,0342
Войлок из шерсти рогатого скота	177—208	0,0327
Пахта между листами бумаги	78,7	0,0342
Войлок из смеси шерстяных и асбестовых волокон	125	0,0342
Изоляционная шерсть и джут	97,5—101	0,0327—0,0342
Войлок из джутовых и асбестовых волокон	160	0,0461
Сыпучие материалы		
Пробка, мелкоизмельченная	128—134	0,0372
Древесный уголь, 6 меш	244	0,0461
Диатомитовая земля в порошке	170	0,0386
Стекланная вата	64—160	0,0356
Гипс в порошке	417—544	0,0640—0,0745
Шлаковая шерсть, волокнистая	96	0,0324
	160	0,0335
	224	0,0346
	288	0,0360
Опилки	192	0,0505
Деревянная стружка из-под строгального станка	141	0,0505
Полужесткие материалы в форме пластин		
Пробковый картон	112	0,0335
Пробковый картон	170	0,0372
Шлаковая шерсть (блоки со связывающим веще- ством)	267	0,0461
Жесткие материалы в форме листов		
Древесная масса	260—271	0,0416
Волокна сахарного тростника	212—237	0,0416
Ячеистый гипс	128	0,0461
	192,1	0,0550
	288	0,0729
	384	0,0861
	481	0,124
Камышит	156	0,050
Соломит	270—300	0,03—0,06
Фибролит	360—440	0,080—0,10
Торфяные плиты	147—338	0,086—0,099

¹ U. S. Bur. Standards letter Circ. 227, april 19, 1937; см. также «Механика» 1932, № 10 (78). — *Прим. ред.*

Таблица 6

Удельные теплопроводности изоляционных материалов при высоких температурах

Материалы	Наивысшая температура в °С	Средняя температура материала °С								
		35°	100°	150°	200°	250°	300°	400°	500°	1000°
Слоистый асбестовый войлок (около 16 слоев на 1 см)	370	0,0451	0,0555	0,059	0,064	0,070	—	—	—	—
Слоистый асбестовый войлок (около 8 слоев на 1 см)	260	0,0617	0,0741	0,082	0,089	0,095	—	—	—	—
Гофрированный асбест (до 2 изгибов на 1 см)	150	0,0681	0,0876	0,101	—	—	—	—	—	—
85%-ная магнезия	315	0,0534	0,0614	0,064	0,068	—	—	—	—	—
Диатомитовая земля, асбест и синтетический материал	870	0,0617	0,0704	0,073	0,074	0,078	0,081	0,0873	0,0936	—
Диатомитовый кирпич	870	0,0737	0,0834	0,086	0,089	0,092	0,095	0,0998	0,0965	—
	1100	0,1732	0,1936	0,193	0,204	0,207	0,211	0,2206	0,2308	—
Порошкообразная диатомитовая земля (288 кг/м³)	1370	0,175	0,1947	0,200	0,206	0,211	0,218	0,2276	0,2378	0,2936
	—	0,0534	0,0624	0,065	0,071	0,075	0,079	0,0876	0,0973	—
Асбест	—	0,0414	0,0501	0,058	0,065	0,073	0,082	—	—	—
	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Таблица 7

Удельные теплопроводности изоляционных материалов при средних температурах (Nusselt)

 λ в кал/м²·час·°С/м

Материал	Объемный вес в кг/м³	Температура °С								
		0°	40°	100°	150°	200°	300°	400°		
Асбест	578	0,130	0,1447	0,1642	0,174	0,179	0,185	0,192		
Обожженная инфузорная земля для покрытия труб	200	0,064	0,0683	0,0771	0,085	0,091	0,107	0,1217		
Индустриальный состав	400	0,059	0,0682	0,0746	0,079	0,082	—	—		
Хлопок	80	0,048	0,0522	0,0587	—	—	—	—		
Шелковое волокно	146	0,039	0,0452	0,0516	—	—	—	—		
Шелковая ткань	101	0,037	0,0423	0,0512	—	—	—	—		
Шерсть	136	0,033	0,0403	0,0492	—	—	—	—		
Искусственная пробка	180	0,031	0,0364	0,0471	0,050	0,057	—	—		
Инфузорная земля	353	0,052	0,0583	0,06574	0,070	0,0737	0,078	—		

Таблица 8

Удельные теплопроводности изоляционных материалов при низких температурах (Gröber)

 λ в кал/м²·час·°С/м

Материал	Вес в кг/м³	Температура °С				
		0°	-20°	-75°	-125°	-175°
Асбест	706	0,201	0,1806	0,1529	0,1364	0,1208
Каучук	460	0,133	0,1171	0,1017	0,0861	0,0705
Листы	801	0,048	0,0444	0,0407	0,0365	0,0323
Листы	101	0,043	0,0379	0,0343	0,0308	0,0273

Таблица 9

Удельные теплопроводности жидкостей

 λ в кал/м²·час·°С/м

Можно принимать линейную зависимость λ от температуры. Две температуры ограничивают интервал, в пределах которого числа таблицы пригодны.

Жидкости	$t, ^\circ\text{C}$	λ	Жидкости	$t, ^\circ\text{C}$	λ
Ацетон	0 100	0,158 0,137	Метиловый спирт	0 80	0,193 0,174
Аммиак 26%-ный	0 80	0,360 0,463	Метиловый спирт 40%-	10 80	0,282 0,312
Амиллацетат	0 50	0,119 0,074	Нефтяное масло (см. табл. 10)	15	0,119
Амниловый спирт (изо)	0 100	0,128 0,123	Октан	30 60	0,130 0,127
Анилин	0 100	0,155 0,156	Пентан (н)	0 80	0,119 0,110
Бензол	0 50	0,126 0,094	Петролейный эфир	0 80	0,113 0,108
Бутиловый спирт (изо)	0 80	0,146 0,138	Пропиловый спирт (изо-)	0 80	0,132 0,129
Бутиловый спирт (н)	0 100	0,146 0,138	Ртуть	0 100	7,20 7,20
Вода	0 100	0,475 0,618	Соляной раствор (морская вода):		
Гексан (н)	30 60	0,118 0,118	0%- раствор. веществ	-20 80	0,445 0,590
Гептан	ок. 4	0,121	1%-	-20 80	0,436 0,574
Глицерин 100%-ный	0 50	0,243 0,248	2%-	-20 80	0,432 0,570
Глицерин 50%-ный	0 50	0,335 0,405	3%-	-20 80	0,430 0,568
Изопропиловый спирт	30 60	0,136 0,134	3,5%-	-20 80	0,429 0,565
Касторовое масло	4	0,153	Соляной раствор, 25% CaCl_2	-20 80	0,407 0,548
Керосин	20 80	0,129 0,118	Соляной раствор, 25% NaCl	-20 80	0,337 0,478
Ксилол	0 40	0,124 0,143	Серовуглерод	0 80	0,146 0,129
Масло касторовое	39	0,155	Соляная кислота 30%-	20 60	0,362 0,419
Масло оливковое	39	0,150			
Масло терпентинное	54	0,109			

Продолжение табл. 9

Жидкости	$t, ^\circ\text{C}$	λ	Жидкости	$t, ^\circ\text{C}$	λ
Олеум 111%	20 60	0,247 0,273	Этиловый спирт 90%	0 80	0,155 0,150
Серная кислота 98%	20 60	0,230 0,242	" " 80%	0 80	0,148 0,135
" " 60%	20 60	0,139 0,161	" " 70%	0 80	0,144 0,130
Толуол	0 100	0,141 0,121	" " 60%	0 80	0,140 0,125
Уксусная кислота 100%	0 50	0,183 0,126	" " 50%	0 80	0,125 0,120
" " 50%	0 80	0,270 0,363	" " 40%	0 80	0,120 0,113
Хлорбензол	12	0,118	" " 30%	0 80	0,114 0,105
Хлороформ	9-15	0,103	" " 20%	0 80	0,104 0,100
Цимол (р)	30 60	0,116 0,117	" " 10%	0 80	0,102 0,104
Четыреххлорист. углерод	10 70	0,104 0,086	Этилбромид	0 80	0,108 0,080
Этиленгликоль	0	0,228	Этилнитрат	0 80	0,086 0,080
Этилацетат	12 34	0,125 0,106	Этиловый эфир	0 80	0,118 0,115
Этиловый спирт 100%	0 80	0,159 0,150			

Таблица 10

Удельные теплопроводности нефтяных масел

 λ в кал/м²·час·°С/м

Название масел	Средний мол. вес ¹	Вязкость в сантипуазах			λ при 30°C	λ при 100°C	Отнош. вес при 15,6°C
		20°C	60°C	100°C			
Легкое масло (для нагревания)	284	62	9,5	3,3	0,113	0,113	0,885
Веретенное масло	303	24,5	5,7	2,37	0,122	0,119	0,836
Velocite B	333	73,0	11,0	4,30	0,122	0,119	0,836
Red oil	418	...	44,4	9,90	0,121	0,117	0,820

Примечание. Коэффициенты теплопередачи для этих масел приведены на стр. 197-200.

¹ По данным Н. О. Forrest и L. W. Cummings.

Продолжение табл. 11

Вещество	$t^{\circ}\text{C}$	λ	λ_0	$10^5 a$	C
Водяной пар	46 100	0,0154 0,0187	—	—	—
Гексан (н)	0 20	0,00872 0,00975	—	—	—
Гексилан	0 100	0,00825 0,01486	—	—	—
Двуокись азота (55°)	—	—	0,0342	—	—
Закись азота (— 70 до 100°)	—	—	0,01240	1,58	—
Кислород (— 191 до 100°)	—	—	0,0200	—	144
Метан (— 180 до 10°)	—	—	0,0264	10,7	—
Метиловый спирт	0 100	0,01135 0,0176	—	—	—
Метилацетат	0 20	0,00810 0,00920	—	—	—
Метилбромид	0 100	0,00493 0,00839	—	—	—
Метилхлорид	0 46 100 184 213	0,00724 0,00988 0,01274 0,01768 0,0203	—	—	—
Метилхлорид	0 46 100 213	0,00528 0,00667 0,00857 0,01288	—	—	—
Метилиодид	0 46 100	0,00372 0,00468 0,00610	—	—	—
Окись азота (— 70 до 100°)	—	—	0,01785	—	195
Окись углерода (— 191 до 7,5°)	—	—	0,0184	—	156
Пентан (н)	0 20	0,00996 0,01105	—	—	—
Пентан (изо-)	0 46	0,00990 0,01305	—	—	—
Пропан	0	0,01295	—	—	—
Ртуть	200	0,0293	—	—	—
Сернистый газ	—	—	0,0067	—	—
Серовуглерод	0 7,5	0,00548 0,00575	—	—	—
Углекислый газ (— 78 до 500°)	—	—	0,01205	5,45	—
Хлор	—	—	0,0062	—	—
Хлороформ	0 46 100 184	0,00523 0,00635 0,00803 0,01065	—	—	—
Циклогексан	102	0,01408	—	—	—
Четыреххлористый углерод	46 100 184	0,00565 0,00695 0,0088	—	—	—

Таблица 11

Удельные теплопроводности газов и паров¹ λ в кал/м²·час·°C/м

В таблице даны значения λ при температуре в $t^{\circ}\text{C}$, константа a в уравнении $\lambda = \lambda_0 + at$ и константа Sutherland'a C в уравнении $\lambda = \lambda_0 \left(\frac{273 + C}{T + C} \right) \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}$, где T — абсолютная температура

Вещество	$t^{\circ}\text{C}$	λ	λ_0	$10^5 a$	C
Ацетон	0 46 100 184	0,00778 0,01009 0,01339 0,0195	—	—	—
Ацетилен	—78 0 50 100	0,0094 0,0148 0,0193 0,0238	—	—	—
Аммиак (— 60 до 100°)	—	—	0,0473	8,86	—
Азот (— 192 до 100°)	—	—	0,0195	—	114
Бензол	0 46 100 184 212	0,0071 0,0100 0,0141 0,0207 0,0239	—	—	—
Бутан (н)	0	0,0116	—	—	—
Бутан (изо-)	0	0,0119	—	—	—
Воздух (— 191 до 212°)	—	—	0,0192	—	—
Водород (— 191 до 100°)	—	—	0,1360	—	—
Водород + углекислый газ:					
0% H ₂	—	—	0,0122	—	—
17,01% H ₂	—	—	0,0218	—	—
36,98% H ₂	—	—	0,0363	—	—
60,68% H ₂	—	—	0,0620	—	—
83,45% H ₂	—	—	0,1000	—	—
100% H ₂	—	—	0,1467	—	—
Водород + азот:					
0% H ₂	—	—	0,0198	—	—
15,9% H ₂	—	—	0,0368	—	—
39,0% H ₂	—	—	0,0655	—	—
57,4% H ₂	—	—	0,0880	—	—
65,2% H ₂	—	—	0,0966	—	—
80,3% H ₂	—	—	0,0925	—	—
100,0% H ₂	—	—	0,1465	—	—
Водород + закись азота:					
0% H ₂	—	—	0,0437	—	—
7,5% H ₂	—	—	0,0473	—	—
20,9% H ₂	—	—	0,0557	—	—
38,6% H ₂	—	—	0,0613	—	—
59,9% H ₂	—	—	0,0613	—	—
81,2% H ₂	—	—	0,0613	—	—
100% H ₂	—	—	0,1465	—	—

¹ Точность данных таблицы порядка 10%, хотя и превышает три знака

Продолжение табл. 11

Вещество	$t^{\circ}\text{C}$	λ	λ_0	$10^{-5}a$	C
Этан	-70	0,00990	—	—	—
	-34	0,01245	—	—	—
	0	0,0154	—	—	—
	100	0,0275	—	—	—
Этилацетат	46	0,00975	—	—	—
	100	0,01310	—	—	—
	184	0,0193	—	—	—
Этиловый спирт	7,5	0,01062	—	—	—
	20	0,01217	—	—	—
	100	0,0168	—	—	—
Этихлорид	0	0,00750	—	—	—
	100	0,01300	—	—	—
	184	0,01830	—	—	—
	213	0,0207	—	—	—
Этиловый эфир	0	0,01040	—	—	—
	46	0,01340	—	—	—
	100	0,0177	—	—	—
	184	0,0254	—	—	—
	212	0,0293	—	—	—
Этилен	-71	0,03895	—	—	—
	-50	0,01040	—	—	—
	0	0,01405	—	—	—
	50	0,0181	—	—	—
	100	0,0226	—	—	—

Примеры. 1. При 500°C для CO_2 : $\lambda = \lambda_0 + 5,45 \cdot 500 \cdot 10^{-5} = 0,01205 + 0,273 = 0,03935 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^{\circ}\text{C/м}$.

2. При 212°C , $T = 485$, для воздуха: $C = 125$, $\lambda_0 = 0,0192$.

$$\lambda = 0,0192 \left(\frac{273 + 125}{485 + 125} \right) \left(\frac{485}{273} \right)^{2/3} = 0,0296 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^{\circ}\text{C/м}.$$

древесного угля, Гриффитс (Spec. Rept. 5, Food Investigation Board 1921 H. M. S. O.) нашел, что воздух внутри массы гранулированного материала циркулирует. При одних и тех же условиях кажущаяся удельная теплопроводность древесного угля была при вертикальном положении испытуемого образца на 90% выше, чем при горизонтальном.

При определении кажущейся удельной теплопроводности смеси однородного твердого тела с телом пористым неоднородным, кажущийся температурный коэффициент изменения λ может оказаться значительно выше, чем для однородного тела, взятого в отдельности, вследствие того, что тепло передается не только кондукцией, но и конвекцией газа в полостях, а также и радиацией от их внутренних поверхностей. Если эта внутренняя радиация является существенным фактором, то кривая кажущейся удельной теплопроводности в зависимости от температуры, отложенной по абсциссе, окажется обращенной вогнутостью кверху, так как лучеиспускание растет пропорционально четвертой степени абсолютной температуры. Гриффитс отмечает, что пробка, шлаковая шерсть, древесный уголь и древесные опилки хорошего качества в сухом виде имеют удельную теплопроводность

примерно в 2,2 раза выше, чем воздух в спокойном состоянии, в то время как очень пористая губчатая резина (плотность 112 кг/м³) имела удельную теплопроводность всего в 1,6 раза выше, чем спокойный воздух¹.

При измерении кажущейся удельной теплопроводности тел непрозрачных тел, например кварца (особенно для радиации излучаемой при высоких температурах), следует помнить, что часть тепла передается внутри тела лучеиспусканием.

Теплопроводность нефтяных масел. Данные J. F. D. Smith [Ind. Eng. Chem. 22, 1246 (1930)] приведены в табл. 10. В случае отсутствия прямых экспериментальных данных Smith (ibid.) рекомендует следующее уравнение для неметаллических жидкостей при 30° и атмосферном давлении:

$$\lambda = 0,293 \left(\frac{\delta^{2,15} c_p^{1,55} M^{0,192}}{z^{0,12}} \right).$$

где δ — относительный вес по воде, c_p — теплоемкость в кал/кг $^{\circ}\text{C}$, M — молекулярный вес, z — вязкость в сантипуазах, λ — удельная теплопроводность в кал/м² · час · °C/м.

Стационарный тепловой поток

Для установившегося потока в уравнении (1) член $\frac{dQ}{dt}$ есть величина постоянная, поэтому он может быть заменен на $\frac{Q}{\theta}$ или q . Если λ и S не зависят от t и l , то уравнение (1) можно выразить следующим образом:

$$q = \lambda \cdot S \frac{(t_1 - t_2)}{(l_2 - l_1)} = \lambda \cdot S \cdot \frac{\Delta t}{l}, \quad (2)$$

где Δt выражает разность температур. Удельная теплопроводность λ вообще не есть величина постоянная, а есть функция температуры; в большинстве случаев, в имеющих практическое значение пределах, зависимость эта линейная. Интегрирование уравнения (1) для этого случая линейной зависимости λ от t дает

$$q = \lambda_{cp} S \frac{\Delta t}{l}, \quad (3)$$

где λ_{cp} — арифметическое среднее значение удельной теплопроводности между температурами t_1 и t_2 . Для большинства случаев это значение λ_{cp} дает результаты, точность которых лежит в пределах точности исходных данных; однако в тех случаях, когда зависимость λ от t сильно отклоняется от линейной, можно интегрировать уравнение (1). В тех случаях, когда сечение S зависит от l , можно выразить S в функции l и затем интегрировать уравнение (1); такая замена однако может привести к сложным выражениям и обычно применяют уравнение (3), заменяя S на соответствующее среднее значение S_{cp} , как указано ниже.

¹ Наименее теплопроводным из всех известных тел является аэрогель кремнезема, получаемый замещением воды в силикагеле на воздух или инертный газ.

При замещении воды на CCl_4 такой аэрогель имеет λ на 30% выше, чем спокойный воздух, а под вакуумом его λ уменьшается еще на 85%. См. Ind. Eng. Chem. 26, 658, (1934). [Прим. ред.]

1. Плоская стенка постоянного сечения:

$$S_{cp} = S_1 = S_2. \quad (4)$$

2. Площадь S пропорциональна первой степени расстояния l ; например для трубы, длиной L метров:

$$S_{cp} = \frac{S_2 - S_1}{2,3 \lg (S_2/S_1)}, \quad (5)$$

где S_1 и S_2 — внешняя и внутренняя поверхности трубы; поэтому

$$q = \frac{2,73 \cdot L \cdot \lambda \cdot (\Delta t)}{\lg (D_2/D_1)}. \quad (5a)$$

3. Площадь S пропорциональна квадрату l :

$$S_{cp} = \sqrt{S_2 \cdot S_1}. \quad (6)$$

4. Параллелепипед со стенками одинаковой толщины, причем наименьший внутренний размер не превышает удвоенной толщины стенки; возможны четыре частных случая [Langmuir, Adams, Meikle, Trans. Am. Electrochem. Soc. 24, 53 (1913)]:

а) Все три внутренних размера тела (e) лежат между $0,2l$ и $2l$, где l — толщина стенки:

$$S_{cp} = S_1 + 0,54l \Sigma e + 1,2l^2; \quad (7)$$

здесь Σe — сумма длин всех внутренних ребер.

б) Один из внутренних размеров (e) менее одной пятой толщины стенки (l):

$$S_{cp} = S_1 + 0,465l \Sigma e + 0,35l^2; \quad (7a)$$

здесь при суммировании длин ребер — четыре ребра, длина конх менее $l/5$, не включаются в Σe .

в) Два внутренних размера имеют величину менее $l/5$ каждый, а наибольший внутренний размер равен E :

$$S_{cp} = \frac{2,78 E \cdot l}{\lg (S_2/S_1)}. \quad (7b)$$

г) Все три внутренних размера менее $l/5$:

$$S_{cp} = 0,79 \sqrt{S_1 \cdot S_2}. \quad (7c)$$

Теплопередача через несколько последовательно расположенных проводников. Рис. 1 схематически показывает температурные градиенты при установившемся тепловом потоке через три последовательно расположенных стенки.

Так как количества проходящего через все три стенки тепла одинаковы, то

$$q = \frac{\lambda_1 S_1 \Delta t_1}{l_1} = \frac{\lambda_2 S_2 \Delta t_2}{l_2} = \frac{\lambda_3 S_3 \Delta t_3}{l_3}. \quad (8)$$

¹ Например в случае шарового слоя (изоляция на сферическом или эллиптическом днище). Прим. ред.

Пусть $R = \frac{l}{\lambda S}$ — частное термическое сопротивление,

$$q = \frac{\Delta t_1}{R_1} \text{ или } q R_1 = \Delta t_1, \quad (9)$$

$$q = \frac{\Delta t_2}{R_2} \text{ или } q R_2 = \Delta t_2, \quad (10a)$$

$$q = \frac{\Delta t_3}{R_3} \text{ или } q R_3 = \Delta t_3, \quad (10b)$$

Складывая, получаем:

$$q (R_1 + R_2 + R_3) = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 = \Sigma \Delta t. \quad (11)$$

или

$$q = \frac{\Sigma \Delta t}{\Sigma R} = \frac{t_1 - t_4}{R_T}, \quad (12)$$

где R_T — полное термическое сопротивление, равное сумме частных сопротивлений, т. е.

$$\Sigma R = R_T = R_1 + R_2 + \dots + R_n, \quad (12a)$$

В многослойной стенке, при недостаточно плотном прилегании слоев, между ними могут оставаться воздушные прослойки, обуславливающие дополнительные термические сопротивления, которыми не следует пренебрегать. Поэтому для многослойных стенок предпочтительно находить полное термическое сопротивление путем измерения. Р. Nichols [J. Am. Soc. Heating Ventilating Eng. 30, 35 (1924); Ind. Eng. Chem. 16, 490 (1924)] описал прибор, принцип которого может быть использован для измерения полного термического сопротивления многослойной стенки¹. При пользовании этим прибором необходимо следить, чтобы отсчеты были сняты при вполне установившихся условиях теплопередачи.

Теплопередача через несколько параллельно расположенных проводников. При наличии n параллельно соединенных термических сопротивлений отдельные тепловые потоки суммируются:

$$q = \frac{\Delta t}{R_1} + \frac{\Delta t}{R_2} + \dots + \frac{\Delta t}{R_n}, \quad (13)$$

$$q = \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} + \dots + \frac{1}{R_n} \right) \Delta t, \quad (13a)$$

$$q = (c_1 + c_2 + \dots + c_n) \Delta t = \Sigma c \Delta t, \quad (13b)$$

где $R_1 \dots R_n$ — частные термические сопротивления, $c_1 \dots c_n$ — частные проводимости; $c = \frac{\lambda S}{l}$.

¹ См. E. Schmidt, Archiv für Wärmewirtschaft 1924, S. 9. Прим. ред.

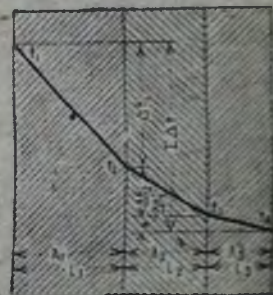


Рис. 1. Температурный градиент в многослойной плоской стенке при стационарном тепловом потоке.

Нестационарный тепловой поток (нагревание и охлаждение твердых тел)

В вопросах нестационарной кондукции тепла, например при нагреве или охлаждении твердых тел, температура тела меняется не только с изменением положения избранной точки, но также и с течением времени; математические соотношения здесь значительно усложняются.

Основные дифференциальные уравнения кондукции все же проинтегрированы для тел различной формы при разных граничных условиях (см. Ingersoll и Zobel, *Mathematical Theory of Heat*, Ginn,

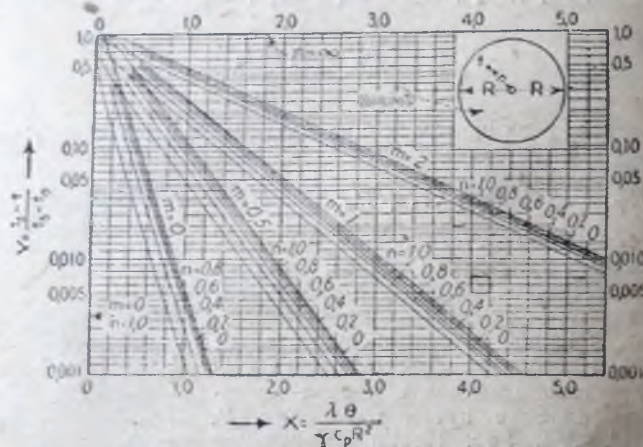


Рис. 2. Диаграмма для расчета нестационарного теплового потока в бесконечно длинном цилиндрическом теле.

Boston 1913; Byerly, *Elementary Treatise on Fourier Series*, Ginn, Boston 1928; Carslaw, *Mathematical Theory of Heat*, Macmillan, New York, 1921) и результаты интегрирования, как показали Gurney и Lurie [*Ind. Eng. Chem.* 15, 1170 (1923)], могут быть представлены кривыми, выражающими зависимость между четырьмя безразмерными группами, именно

$$Y = \frac{t_s - t}{t_s - t_0} \quad (14)$$

$$X = \frac{\lambda \cdot \theta}{\gamma c_p R^2} \quad (14a)$$

$$m = \frac{\lambda}{\alpha_T R} \quad (15)$$

$$n = \frac{r}{R} \quad (15a)$$

Поскольку эти группы безразмерны, можно применить любую однородную систему единиц. Обозначения: t_s — температура окружающей среды; t_0 — первоначальная однородная температура тела; t — температура тела в данной точке в момент времени θ , измеряемый от начала нагрева или охлаждения; λ — однородная удельная теплопроводность тела; γ — однородный удельный вес тела; c_p — теплоемкость

тела; α_T — коэффициент теплопередачи (общий) от окружающей среды к поверхности тела (стр. 181, 214), выраженный как количество тепла, переданного за единицу времени на единицу поверхности тела, на единицу разности температур между поверхностью тела и окружающей

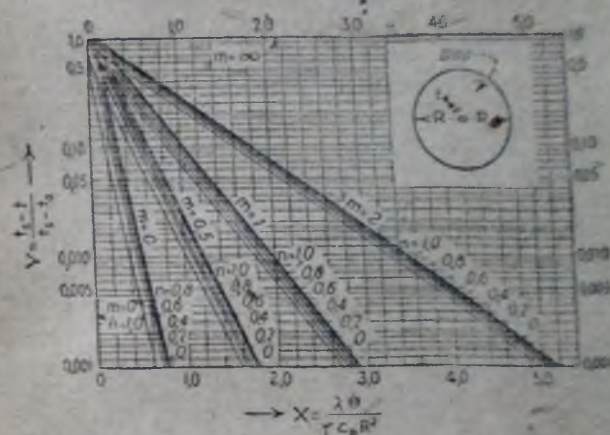


Рис. 3. Диаграмма для расчета нестационарного теплового потока в сферическом теле.

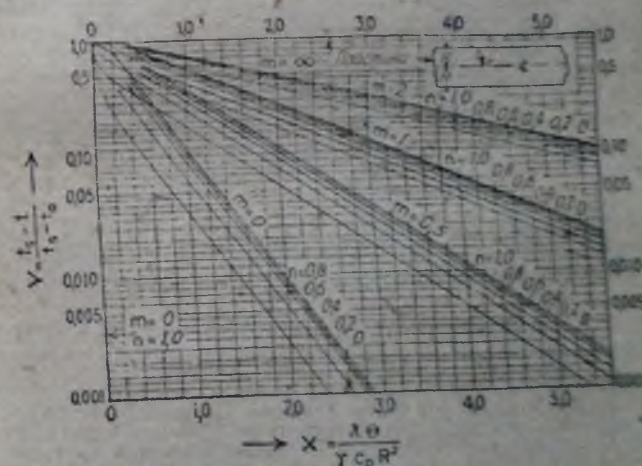


Рис. 4. Диаграмма для расчета нестационарного теплового потока в плоской пластине.

средой; r — расстояние данной точки, измеренное в направлении теплового потока, от центра тела, оси или плоскости симметрии; R — радиус сферы или цилиндра или половина толщины пластины, нагреваемой с обеих сторон, или полная толщина пластины, нагреваемой с одной

стороны и полностью изолированной с другой, или расстояние от поверхности бесконечного тела, ограниченного одной плоскостью (как например поверхность земли) до данной точки. При интегрировании, приводящем к показанным ниже кривым, t_s , λ , γ , c_p , r , R и α_T принимаются за постоянные величины.

На кривых рис. 2—5 для бесконечно длинных цилиндров, шаров, пластин с неограниченной поверхностью и полубесконечного тела,

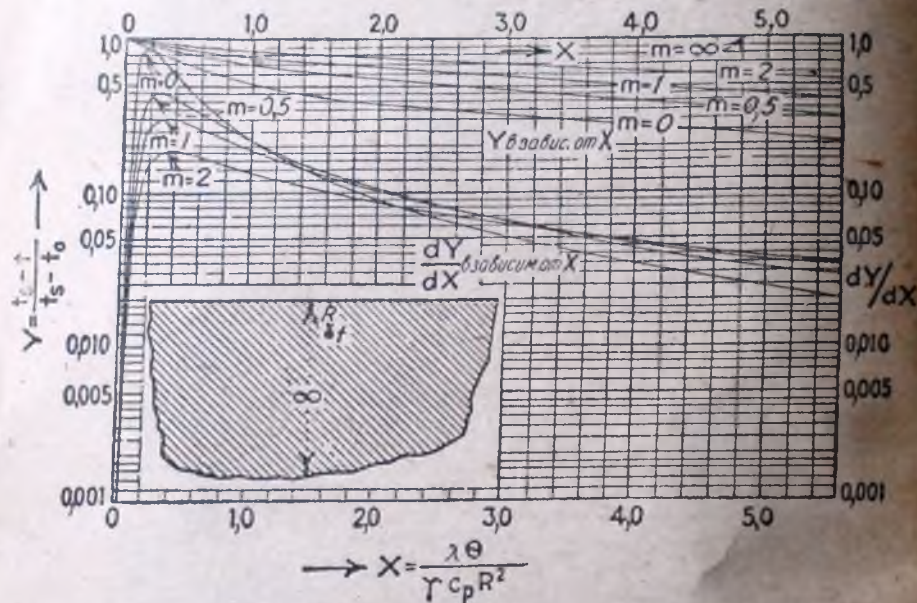


Рис. 5. Диаграмма для расчета нестационарного теплового потока в полубесконечном теле

ограниченного одной плоскостью, безразмерная группа Y нанесена на логарифмической шкале по ординатам, а X — на равномерной арифметической шкале по абсциссам. Для различных значений n и m проведено по несколько кривых.

На рис. 5 для облегчения вычисления мгновенной скорости охлаждения или нагрева полубесконечного тела дана также кривая dY/dX в зависимости от X .

Пример. Плоская пластинка резины толщиной 12,5 мм с первоначальной температурой 30° помещена между двумя электрически обогреваемыми стальными плитами, имеющими температуру (постоянную) 140°. Нагрев должен быть прерван, когда температура средней плоскости резиновой пластинки достигает 130°.

а) Вычислить время прогрева.

б) Какова будет температура резины в момент окончания нагрева на расстоянии 2,5 мм от середины?

Данные. Для резины: $\lambda = 0,137$ кал/м·сек·°С/м, или 0,00038 кал/м·сек·°С/м; $\gamma = 1500$ кг/м³ и $c_p = 0,315$ кал/кг·°С.

Примем постоянный коэффициент теплопередачи α_T от металла к резине 5000 кал/м²·час·°С = 1,39 кал/м²·сек·°С.

Решение. Все величины надо выразить в однородной системе единиц.

Расстояние от середины пластины $R = \frac{12,5}{2 \cdot 1000} = 0,00625$ м.

$$m = \frac{\lambda}{\alpha_T R} = \frac{0,137}{5000 \cdot 0,00625} = 0,0438.$$

В конце нагрева, через 0 час.

$$Y = \frac{140 - 130}{140 - 30} = 0,091.$$

Для средней линии пластины $n = \frac{r}{R} = 0$.

На графике рис. 4 для $Y = 0,091$ и $n = 0$ находим соответствующее значение X интерполируя между кривыми ($m = 0$, $n = 0$) и ($m = 0,5$, $n = 0$):

$$X = 1,12 = \frac{\lambda \theta}{\gamma \cdot c_p \cdot R^2} = \frac{0,00038}{1500 \cdot 0,315 (0,00625)^2},$$

откуда $\theta = 517$ сек. Ответ на вопрос (а): время прогрева равно 8,6 мин.

Для точки, удаленной от середины на 2,5 мм:

$$n = \frac{0,00250}{0,00625} = 0,4,$$

$$m = 0,0438 \text{ и } X = 1,12.$$

На графике рис. 4 опять находим соответствующее значение $Y = 0,06$:

$$\frac{140 - t}{140 - 30} = 0,06,$$

откуда

$$t = 133,4^\circ \text{C},$$

что и дает ответ на вопрос (б).

Различные приложения теории нестационарного теплового потока

Резина. Приложения теории нестационарного теплового потока к вычислению скорости вулканизации резины см. в работе Т. К. Sherwood [Ind. Eng. Chem. 20, 1181 (1928)].

Дерево. Исследуя данные Wirta [Proc. Am. Wood Preserv. Assoc. 1924—1925] о прогреве сосновых бревен, Mac Lean [ibid., p. 193, 1930] нашел, что интегральное уравнение (см. рис. 2) для цилиндров хорошо выражает наблюдавшиеся величины температурных градиентов в различные периоды прогрева; он нашел также величину $\frac{\lambda}{\gamma c_p}$, называемую температуропроводностью, для сырого дерева равной $1,75 \cdot 10^{-7}$ м²/сек.

Было исследовано 33 образца диаметром от 86 до 150 мм; среднее содержание влаги было 63% по весу, при среднем удельном весе 1050 кг/м³.

Во многих случаях действительные условия могут не соответствовать точно условиям, принятым для построения вышеприведенных кривых. Так например принятые постоянными величины — температура окружающей среды и α_T — могут оказаться изменяющимися во время процесса нагревания или охлаждения. В таких случаях следует проинтегрировать уравнение соответствующим действительным условиям. Если форма тела не подходит к одной из указанных на рис. 2—5, кривые все же позволяют качественно оценить ожидаемый ответ. Так, если например площадь торцов цилиндрического тела составляет значительную долю общей поверхности, то значение Y при

данных X , m и n будут выше, чем на рис. 2. Для условий, значительно отличающихся от рассмотренных выше, лучше всего нанести экспериментальные данные в виде кривой зависимости Y от X для наилучшей их интерпретации.

Доменные печи и регенераторы. Для случая переменного движения горячих газов над более холодной насадкой, заполняющей некоторую камеру, или для случая периодического движения холодного воздуха через нагретую насадку, математические соотношения оказываются весьма сложными.

Литература. Hausen, Z. angew. Math. Mech. 9, 173 (1929); b'd. 11, 105 (1931); Tech. Mech. Therm. 1, 219 (1930); Lubojatzky, Metall. Erz. 28, 205 (1931); Rummel, J. Inst. Fuel, 4, 160 (1931); Schack, Arch. Eisenhüttenwesen, 2, 23, 481 (1931); Heilige nstedt, Regeneratoren, Rekuperatoren u. Winderhitzer, Springer, Leipzig 1931.

Метод для приближенного расчета дан в книге Уокер Льюис и Мак-Адамс "Типовая химическая аппаратура", 1935 г., стр. 161.

Конвекция

Конвекция является важнейшим фактором при передаче тепла жидкостью или газом. В большинстве случаев, встречающихся в заводской практике, тепло передается от одной жидкости к другой через разделяющую их стенку. Пусть t_1 будет температура горячей жидкости, текущей по одну сторону металлической стенки, а t_2 — температура холодной жидкости, текущей по другую сторону стенки, покрытой слоем накипи толщиной l_n . В таком случае, в сечении стенки получим распределение температур, представленное на рис. 6. Было сделано много попыток вывести уравнение для частных коэффициентов теплопередачи от жидкости к стенке, в зависимости от физических свойств жидкости, конфигурации аппарата и средней скорости жидкости, текущей вдоль стенки.

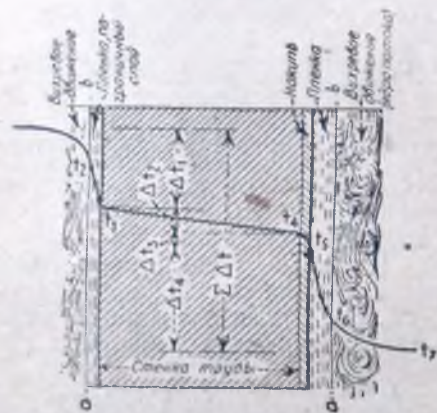


Рис. 6. Температурный градиент при стационарном тепловом потоке между двумя жидкостями, разделенными стенкой

В случае турбулентного течения жидкости давно известно, что в непосредственной близости к стенке существует относительно спокойная зона течения, обычно называемая пограничным слоем или пленкой, и что значительная часть общего перепада температур между жидкостью и стенкой приходится на этот пограничный слой. Позже выяснилось, что в изотермическом турбулентном потоке течение в пограничном слое ламинарное. Внешнюю границу этого слоя, где ламинарное течение сменяется на турбулентное, характеризуют некоторой критической величиной безразмерной группы (критерия) Рейнольдса GD/μ (стр. 198).

Для удобства рассмотрения часто считают, что весь температурный градиент между жидкостью и стенкой целиком обусловлен только

этим ламинарно текущим слоем, хотя это предположение может оказаться в значительной степени ошибочным вследствие недостаточного перемешивания в ядре потока. Согласно теории Прандтля отношение температурного перепада в пленке к полному температурному перепаду между ядром потока и стенкой (нижней поверхностью общего перепада, приходящаяся на пограничный слой) зависит от величины безразмерной группы $c_p \mu / k$, называемой критерием Стантона (St) и величины r , т. е. отношения скорости на границе пленки ab к средней скорости жидкости в трубе.

Теория показывает, что при нагреве или охлаждении жидкости, турбулентно текущей по трубе, температурный перепад в пленке, деленный на общий температурный перепад между ядром потока и стенкой, при значении $r = 0,3$ равен 0,25 для воздуха при нормальном давлении и комнатной температуре, 0,75 для воды при 20° и 0,99 для минерального масла Velocite B (см. табл. 10, стр. 169) при 30° .

Как указано ниже, при нагревании и охлаждении жидкостей или газов, не сопровождаемом переменной агрегатного состояния и при турбулентном течении их, с возрастанием средней скорости течения увеличиваются и частные коэффициенты теплопередачи от жидкости к стенке. Это объясняется лучшим перемешиванием в ядре потока и в буферном слое, а также и уменьшением толщины ламинарного слоя, прилегающего к стенке.

Пользуясь понятием термического сопротивления, получаем для скорости теплопередачи q выражение:

$$q = \frac{t_1 - t_2}{R_T} \quad (16)$$

Сопротивление стенок трубы может быть вычислено из уравнения:

$$R = \frac{l}{\lambda \cdot S_{cp}} \quad (17)$$

где l — толщина стенок трубы в м, S_{cp} — средняя поверхность стенок в m^2 [см. уравнение (5), стр. 174]. Значение λ дано в таблицах 1—8 (стр. 160—167).

Частные коэффициенты теплопередачи. Измерять непосредственно толщину пленки или температуру на границе ядра и пограничного слоя неудобно, поэтому, учитывая, что передача тепла идет одновременно и кондукцией и конвекцией, принято скорость теплопередачи от жидкости к твердому телу вычислять из уравнения:

$$q = \alpha \cdot S (t_1 - t_2) \quad (18)$$

Величина α называется частным коэффициентом теплопередачи (иногда называют „коэффициент теплопередачи“) и включает в себя сопротивление ламинарного пограничного слоя, сопротивление буферного слоя, находящегося между ядром и пограничным слоем, и сопротивление турбулентного ядра потока.

Величину коэффициента α находят путем деления измеренного количества тепла, переданного за единицу времени через единицу поверхности стенки, на разность температур жидкости и поверхности

¹ Здесь c_p — теплоемкость, μ — вязкость, k — удельная теплопроводность.

стенки. Температуры жидкости неодинаковы благодаря наличию температурного градиента (рис. 6) и поэтому желательно указывать всякий раз, в какой точке или на каком участке жидкости измерялась температура. Практически во всех опубликованных работах температура жидкости, принятая при определении разности температур жидкости и стенки, есть температура, измеренная на оси или в непосредственной близости к оси, а не средняя температура, которая получилась бы при полном перемешивании потока.

При высоких степенях турбулентности потока между осевой и средней по сечению температурой жидкости разница незначительна, но для чисел Рейнольдса GD/μ меньших 2100 (в однородной системе

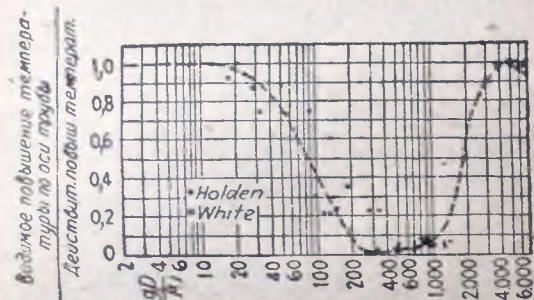


Рис. 7. Соотношение осевой и средней температуры потока при различных числах Рейнольдса

единиц), т. е. при ламинарном течении жидкости, разница эта может оказаться ощутительной.

Рассматривая рис. 7¹, мы видим, что при значениях GD/μ от 1500 до 300 кажущийся подъем температуры, измеренной на оси, оказывался менее одной десятой действительного подъема температуры всего потока, измеренной после хорошего перемешивания.

Для значения же GD/μ около 10 скорость передачи тепла была столь мала, что вся масса жидкости прогревалась довольно равномерно.

При числах Рейнольдса больших 2100 температура опять начинает выравниваться по всему сечению, вследствие перемешивания, обусловленного турбулентностью потока, и осевая температура опять приближается к средней по сечению.

При определении количества переданного тепла путем измерения веса жидкости, протекшей за единицу времени, по ее теплоемкости и кажущемуся повышению температуры получается ошибка, если пользоваться температурами жидкости, измеренными на оси, вместо средних температур, полученных после перемешивания потока. Эта ошибка сказывается на величине q гораздо сильнее, чем на величине Δt .

В экспериментальных работах поэтому крайне желательно обеспечить два независимых способа измерения q , а полученные результаты измерений должны затем быть проверены тепловым балансом.

Общий коэффициент теплопередачи. При испытании заводских теплообменных аппаратов измерение температур поверхности труб (t_3 и t_4 , см. рис. 6) затруднительно, поэтому обыкновенно пользуются общим коэффициентом теплопередачи K , отнесенным к условной по-

верхности S , которая может быть равна S_1 или S_2 , или какой-нибудь средней $S_{ср}$. Тогда, по определению

$$q = KS(t_1 - t_2); \quad (18)$$

здесь K — общий коэффициент теплопередачи.

Частное пленочное термическое сопротивление определяется выражением:

$$R = \frac{1}{\alpha_1 S_1} = \frac{t_1 - t_2}{q}. \quad (19)$$

Полное выражение для теплопередачи от одной жидкости к другой через стенку согласно рис. 6 имеет вид:

$$q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{1}{\alpha_1 S_1} + \frac{t_2}{\alpha_2 S_{ср}} + \frac{t_3}{\alpha_3 S_2} + \frac{1}{\alpha_4 S_4}} = KS(t_1 - t_2). \quad (20)$$

Средняя разность температур. В непрерывно работающем теплообменном аппарате разность температур между горячей и холодной жидкостью, вообще говоря, изменяется вдоль поверхности теплообмена. Чтобы учесть это, в уравнение (19) подставляют соответствующее среднее значение разности температур. Из уравнения (19) и теплового баланса, составленного по изменению температур нагреваемой или охлаждаемой жидкости, в предположении отсутствия внешних потерь тепла и изменений ее агрегатного состояния, получается следующее равенство:

$$Wc_p dt = K'(dS)(T - t), \quad (21)$$

где T — постоянная температура греющей среды, W — вес нагреваемой жидкости, протекающей за единицу времени, t — средняя в данном сечении температура нагреваемой жидкости, c_p — ее теплоемкость, K' — полный коэффициент теплопередачи в данном сечении, S — поверхность нагрева, для которой вычисляется K' .

Если K'/Wc_p — величина постоянная, то dt в точности пропорционально $T - t$, и интегрирование показывает, что в уравнение (21) надо подставить среднюю разность температур, даваемую уравнением

$$(T - t)_{ср} = \frac{(T - t)_1 - (T - t)_2}{2,31 \lg \frac{(T - t)_1}{(T - t)_2}}. \quad (22)$$

В этом выражении $(T - t)_1$ — большая, а $(T - t)_2$ — меньшая температурная разность. Логарифмическая средняя разность температур всегда меньше арифметической, но для отношений $(T - t)_1/(T - t)_2$ меньших 2, разница между логарифмическим и арифметическим средним не превышает 4%.

В теплообменнике с совершенной изоляцией, при протекании или противотоке, при постоянстве K' и Wc_p , уменьшение T в точности пропорционально увеличению t и можно показать, что уравнение (22) приложимо и в случае, когда T переменное.

Среднее логарифмическое значение разности температур не может быть применяемо тогда, когда не выполняются все допущения, сделанные при выводе (постоянство K' , c_p и W). В трубчатом нагревателе

¹ Рис. 7 [Drew, Hogan, MacAdams, Trans. A. I. Ch. E. 26, 81 (1931)] построен по данным Р. В. Холдена [Thesis Mass. Inst. Tech. 1923] и данным Л. В. Уайта [Thesis, Mass. Inst. Tech. 1927] о нагревании масла Velocite В. (см. стр. 169)

для воды, при значительном повышении температуры, K' будет далеко не постоянной величиной, а логарифмическая средняя разность температур окажется меньше истинной средней разности. В случае подогревателя, в который вода поступает с температурой ниже точки кипения, а потом закипает, уравнение (23) будет неверным, так как в этом случае dt не будет пропорционально $(T-t)$.

При осушке влажного воздуха путем охлаждения изменяется W по мере прохождения через холодильник, и уравнение (23) опять дает значение средней разности температур меньше истинного. Во всех случаях, когда действительные условия отклоняются от принятых при выводе уравнения (23), следует видоизменить уравнение (22) и затем интегрировать его.

Для случая установившегося теплового потока в теплообменнике с противоточным движением жидкостей, где общий коэффициент теплопередачи K' линейно изменяется с температурой, т. е.

$$K' = a(1 + bt). \quad (23a)$$

Colburn [Ind. Eng. Chem. 25, 873 (1935)] вывел следующее уравнение:

$$\frac{q}{S} = \frac{K_2(\Delta t)_1 - K_1(\Delta t)_2}{2,3 \lg \left[\frac{K_2(\Delta t)_1}{K_1(\Delta t)_2} \right]}. \quad (23b)$$

Здесь Δt обозначает полную разность температур, ранее обозначавшуюся через $(T-t)$, значок $_1$ у K и Δt соответствует значению их у одного конца аппарата, а значок $_2$ — у другого конца.

Пример. В холодильнике для теплообмена между двумя жидкостями $(\Delta t)_1 = 60^\circ$ и $(\Delta t)_2 = 5^\circ$, а значения K_1 и K_2 соответственно равны 305 и 141.

Сравните значения q/S , вычисленные:

а) по уравнению (23b),

б) по уравнению (23), принимая $K = \frac{K_1 + K_2}{2}$,

в) путем перемножения $\frac{(K_1 + K_2)}{2}$ на $\Delta t_{\text{ср}} = \left[\frac{(\Delta t)_1 + (\Delta t)_2}{2} \right]$.

Решение.

а) По уравнению (23b) имеем:

$$q/S = \frac{(141 \cdot 60) - (305 \cdot 5)}{2,3 \lg \frac{141 \cdot 60}{305 \cdot 5}} = 4050 \text{ кал./м}^2 \cdot \text{час};$$

$$б) \frac{q}{S} = \left(\frac{K_1 + K_2}{2} \right) \left[\frac{(\Delta t)_1 - (\Delta t)_2}{2,3 \lg \frac{(\Delta t)_1}{(\Delta t)_2}} \right] = (223) \cdot (22,2) = 4,930 \text{ кал./м}^2 \cdot \text{час};$$

$$в) \frac{q}{S} = \left(\frac{K_1 + K_2}{2} \right) \left[\frac{(\Delta t)_1 + (\Delta t)_2}{2} \right] = \left[\frac{305 + 141}{2} \right] \left[\frac{60 + 5}{2} \right] = 7240 \text{ кал./м}^2 \cdot \text{ч. с.}$$

Ответ в случае (б) превышает истинный на 22%, а в случае (в) на 79%, откуда следует, что упрощение путем замены уравнений (23) и (23b) средними арифметическими значениями переменных может привести к очень грубым ошибкам.

В тех случаях, когда при значительном изменении K' с температурой зависимость между ними не может быть выражена математически в простой форме, лучше всего интегрировать уравнение (22) графически (см. пример).

Пример. В условиях предыдущего примера пусть горячая жидкость охлаждается от $T_1 = 100^\circ$ до $T_2 = 25^\circ$, а холодная нагревается от $t_1 = 20^\circ$ до $t_2 = 4^\circ$.

Сравните q/S с вычисленным по уравнению (23b), если K' изменяется с температурой следующим образом:

T	100	80	60	40	20	25
K'	305	375	295	265	200	141

Решение. Зависимость K' от температуры явно нелинейная, поэтому найдем значение $q/S = (K' \Delta t)_{\text{ср}}$ путем графического интегрирования. Из уравнения (22) имеем: $dS/Wc_p = dt/K'(T-t)$. Наносим на ординате значения $1/K'(T-t)$ против соответствующих значений T , отложенных на абсциссе, и измеряя площадь под кривой, в требуемых пределах, находим величину интеграла левой части.

Для построения кривой вычисляем ряд значений T из уравнения теплового баланса: $Wc_p(t_1 - t) = W'c'_p(T - T_2)$, задаваясь различными значениями T . В данном примере $W'c'_p/Wc_p = (40-20)/(100-75) = 0,267$; поэтому $t = 40 - 0,267(100 - T)$. Зная $T - t$, вычисляем величины $1/K'(T-t)$; вычисления сводим в таблицу:

T	t	$T - t$	$\frac{1}{T - t}$	K'	$\frac{1}{K'(T - t)}$
25	20	5	0,2000	141	$14,20 \cdot 10^{-4}$
30	21,3	8,7	0,1150	200	$5,75 \cdot 10^{-4}$
40	24	16	0,0625	265	$1,73 \cdot 10^{-4}$
60	29,3	30,7	0,0326	295	$1,10 \cdot 10^{-4}$
80	34,7	45,3	0,0221	302	$0,73 \cdot 10^{-4}$
100	40	60	0,0167	305	$0,55 \cdot 10^{-4}$

Площадь, ограниченная кривой (по умножении на избранный масштаб, равна $25 \cdot 141 \cdot 10^{-4}$, т. е. $\int_{100}^{25} dt/K'(T-t) = 141 \cdot 10^{-4}$).

Средняя ордината кривой равна $141 \cdot 10^{-4} / 75 = 1,88 \cdot 10^{-4}$; а обратная этому величина, т. е. $(K' \Delta t)_{\text{ср}} = \frac{1}{1,88 \cdot 10^{-4}} = 5320 \text{ кал./м}^2 \cdot \text{час}$.

Полученный ответ отличается от вычисленного в предыдущем примере по уравнению (23b) на 28%.

Интегрирование уравнения (22) является наиболее правильным методом расчета, когда коэффициент теплопередачи значительно изменяется в процессе теплообмена. *Прим. ред.*

Многоходовые теплообменники. В многоходовых теплообменниках течение может быть частью прямоточным, а частью противоточным, и логарифмическая средняя разность температур в таких случаях неприменима. Основываясь на тех же допущениях, что и при выводе средней логарифмической разности температур и делая еще допущение об одинаковости температур жидкости по всему поперечному сечению межтрубного пространства, W. M. Nagle [Ind. Eng. Chem. 25, 604 (1933)] вывел уравнение для средней разности температур и построил кривые для упрощения расчетов при смешанном токе. Средняя логарифмическая разность температур, вычисленная для противотока, умножается на поправочный коэффициент F , находимый по графикам рис. 8 или 9. На этих графиках значение F дано как функция двух безразмерных групп $(t_2 - t_1)/(T_1 - t_1)$ и R , где T_1 — температура жидкости в межтрубном пространстве у входа в теплообменник, t_1 — температура жидкости в трубах, у входа, T_2 и t_2 — то же, но на выходе жидкостей из теплообменника; $R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$. Рис. 8 относится к теплообменникам с одним ходом жидкости в межтрубном пространстве и двумя, четырьмя, шестью и т. д. ходами жидкости в трубах. Рис. 9 относится к случаю теплообменника с двумя ходами жидкости в межтрубном пространстве и четырьмя, шестью, восемью и т. д. ходами жидкости в трубах.

Перекрестный ток. В теплообменнике с перекрестным током жидкостей, где температура по одну сторону поверхности постоянна, и все переданное тепло полностью идет на нагревание (или охла-

ждение) второй жидкости, как например в воздухонагревателе, где воздух течет поперек пучка трубок, нагреваемых изнутри конденсирующей жидкостью.

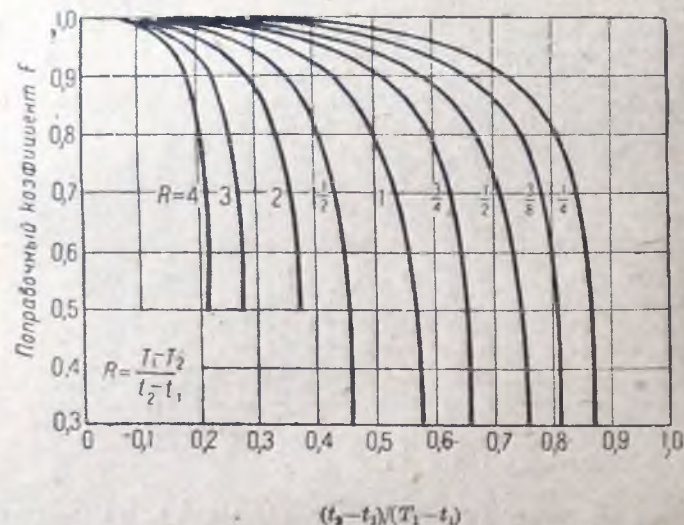


Рис. 8. Поправочные коэффициенты к средней разности температур в многоходовом теплообменнике с одним ходом в межтрубном пространстве и 2, 4, 6 и более ходами в трубном пространстве

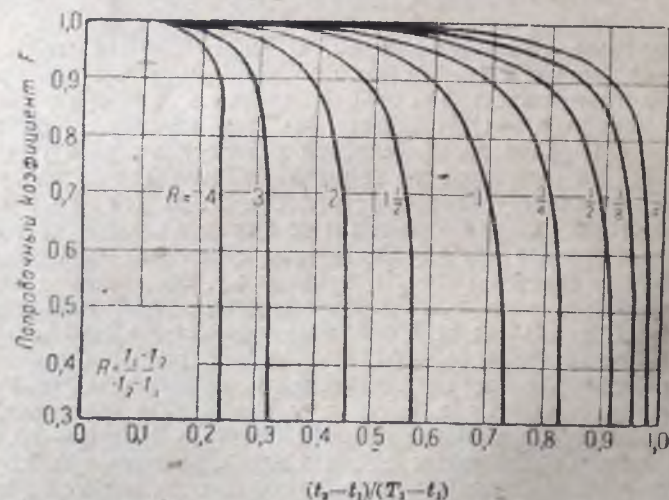


Рис. 9. Поправочные коэффициенты к средней разности температур в многоходовом теплообменнике с двумя ходами в межтрубном пространстве и 4, 6, 8 и более ходами в трубном пространстве

шимся паром, можно применить среднюю логарифмическую разность температур (уравнение 23). В случае же, когда температуры обеих

жидкостей значительно изменяются от входа к выходу их из теплообменника, задача усложняется. В 1930 г. Nusselt [Tech. Mech. Thermodynamik 1, 417 (1930)] дал математическое решение проблемы о средней температурной разности при перекрестном токе. Вывод Nusselt'a для случая течения двух разделенных стенкой жидкостей под прямым углом друг к другу содержит обычные допущения, делаемые при выводе средней логарифмической разности температур.

Таблица 12

Поправочные коэффициенты к средней логарифмической разности температур для перекрестного тока

$\frac{t_1 - t_2}{T_1 - t_1} =$	0	0,2	0,4	0,6	0,8	0,9
Поправочные коэффициенты, на которые надо помножить среднюю логарифмическую разность температур						
$\frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} = 0$	1	1	1	1	1	1
$= 0,2$	1	0,988	0,975	0,955	0,919	0,873
$= 0,4$	1	0,975	0,948	0,909	0,824	0,738
$= 0,6$	1	0,955	0,909	0,835	0,696	0,581
$= 0,8$	1	0,919	0,824	0,698	0,500	0,362
$= 0,9$	1	0,867	0,738	0,581	0,360	0,230

В табл. 12 t_1 и T_1 — температуры жидкостей в трубах и межтрубном пространстве при входе в теплообменник, t_2 и T_2 — те же температуры при выходе.

Единицы и размерности. В тексте (как и в оригинале справочника) применена смешанная система единиц, подобранных однако таким образом, что получаемые числовые значения критериев Re , St , Gr и др. оказываются численно равными значениями этих критериев в однородных системах единиц. Следует однако помнить, что при вычислениях в однородной технической системе (кг вес, м, сек.) в выражении критериев входит величина g . Ниже приводятся таблицы величин и размерностей для вычисления критериев. (табл. 12 а, б, с, д).

Переводные множители для вязкости

Сантипуазы $\times 0,01$ = пуазы = г/сек·см
 Сантипуазы $\times 0,000672$ = англ. фунт/сек·фут
 Сантипуазы $\times 2,42$ = англ. фунт/час·фут
 Сантипуазы $\times 3,60$ = кг/час·м
 Сантипуазы $\times 0,001$ = кг/сек·м

Пример. Вода при 20° имеет вязкость 1,00 сантипуаз = 0,01 пуаз = 0,000672 англ. фунт/сек·фут = 2,42 англ. фунт/час·фут = 3,6 кг/час·м.

Если D выражено в метрах, G в кг/сек·м² и Z в сантипуазах, то помножив $\frac{DG}{Z}$ на 1000, получим $\frac{GD}{\mu}$, выраженное в однородных единицах.

Если v — средняя линейная скорость в м/сек и γ — удельный вес в кг/м³, то произведение $v \cdot \gamma = G$ есть так называемая массовая скорость, выражаемая в кг/сек на 1 м² поперечного сечения потока.

Таблица 12а
Перечень единиц для вычисления критерия Рейнольдса Re

Система единиц и основные единицы	Формула для Re	Размерности величин, входящих в число Re				
		диаметр D	длина скорости l	плотность ρ	массовая скорость V	вязкость μ
CGS масса г длина см время сек	$Re = \frac{DV}{\mu}$	см	см	$\frac{\text{масса}}{\text{дл}^3}$	$\frac{\text{масса}}{\text{дл}^2 \cdot \text{время}}$	$\frac{\text{масса}}{\text{дл} \cdot \text{время}}$
	$Re = \frac{DV}{\mu}$	м	м	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}}$
Техническая система единиц масса кг длина м время сек	$Re = \frac{DV}{\mu}$	м	м	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}}$
	$Re = \frac{DV}{\mu}$	м	м	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}}$
Британская система единиц масса фунт длина фут время сек	$Re = \frac{DV}{\mu}$	фут	фут	$\frac{\text{масса}}{\text{куб. фут}}$	$\frac{\text{масса}}{\text{куб. фут} \cdot \text{время}}$	$\frac{\text{масса}}{\text{фут} \cdot \text{время}}$
	$Re = \frac{DV}{\mu}$	фут	фут	$\frac{\text{масса}}{\text{куб. фут}}$	$\frac{\text{масса}}{\text{куб. фут} \cdot \text{время}}$	$\frac{\text{масса}}{\text{фут} \cdot \text{время}}$
Смешанная система (принята в СССР) масса кг длина м время сек	$Re = \frac{DV}{\mu}$	м	м	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}}$
	$Re = \frac{DV}{\mu}$	м	м	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}}$

Таблица 12б
Перечень единиц для вычисления критерия Стантона St

Система единиц и основные единицы	Формула для St	Размерности величин, входящих в число St			
		теплоемкость c	вязкость μ	теплопроводность λ	ускорение силы тяжести g
CGS масса г длина см время сек	$St = \frac{c}{\mu}$	$\frac{\text{масса}}{\text{дл}^2 \cdot \text{время} \cdot \text{температура}}$	$\frac{\text{масса}}{\text{дл} \cdot \text{время}}$	$\frac{\text{масса}}{\text{дл} \cdot \text{время} \cdot \text{температура}}$	—
	$St = \frac{c}{\mu}$	$\frac{\text{кал}}{\text{кг} \cdot \text{сек}^2 \cdot \text{град}^2}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кал}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{град}}$	—
Техническая система единиц масса кг длина м время сек	$St = \frac{c}{\mu}$	$\frac{\text{кал}}{\text{кг} \cdot \text{сек}^2 \cdot \text{град}^2}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кал}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{град}}$	—
	$St = \frac{c}{\mu}$	$\frac{\text{кал}}{\text{кг} \cdot \text{сек}^2 \cdot \text{град}^2}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кал}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{град}}$	—
Британская система единиц масса фунт длина фут время сек	$St = \frac{c}{\mu}$	$\frac{\text{кал}}{\text{фунт} \cdot \text{сек}^2 \cdot \text{град}^2}$	$\frac{\text{фунт}}{\text{фут}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кал}}{\text{фут} \cdot \text{сек} \cdot \text{град}}$	—
	$St = \frac{c}{\mu}$	$\frac{\text{кал}}{\text{фунт} \cdot \text{сек}^2 \cdot \text{град}^2}$	$\frac{\text{фунт}}{\text{фут}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кал}}{\text{фут} \cdot \text{сек} \cdot \text{град}}$	—
Смешанная система (принята в СССР) масса кг длина м время сек	$St = \frac{c}{\mu}$	$\frac{\text{кал}}{\text{кг} \cdot \text{сек}^2 \cdot \text{град}^2}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кал}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{град}}$	—
	$St = \frac{c}{\mu}$	$\frac{\text{кал}}{\text{кг} \cdot \text{сек}^2 \cdot \text{град}^2}$	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$	$\frac{\text{кал}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек} \cdot \text{град}}$	—

Таблица 12с
Перечень единиц для вычисления критерия Грассофа Gr

Система единиц и основные единицы	Формула для числа Gr	Размерности величин, входящих в число Gr					
		диаметр или длина D	плотность ρ	уд. вес γ	вязкость μ	разность температур Δt	объемный коэффициент расширения β
CGS масса гм длина см температура °C	$\frac{D^3 \gamma \Delta t}{\mu^2}$ $\frac{г^3}{см^3 \cdot г^2 \cdot ^\circ C}$	см	$\frac{г}{см^3}$	—	$\frac{г \cdot см}{см \cdot сек}$	°C	(°C) ⁻¹
Техническая система единиц масса кг длина м температура °C	$\frac{D^3 \gamma \Delta t}{\mu^2}$ $\frac{кг^3}{м^3 \cdot кг^2 \cdot ^\circ C}$	м	—	—	$\frac{кг \cdot м}{м \cdot сек}$	°C	(°C) ⁻¹
Британская система единиц масса фунт длина фут температура °F	$\frac{D^3 \gamma \Delta t}{\mu^2}$ $\frac{ф^3}{ф^3 \cdot ф^2 \cdot ^\circ F}$	фут	$\frac{англ. фунт \cdot масса}{куб. фут}$	—	$\frac{англ. фунт}{фут \cdot час}$	°F	(°F) ⁻¹
Смешанная система (принята в тексте) масса кг длина м температура °C	$\frac{D^3 \gamma \Delta t}{\mu^2}$ $\frac{кг^3}{м^3 \cdot кг^2 \cdot ^\circ C}$	м	—	—	$\frac{кг \cdot м}{м \cdot сек}$	°C	(°C) ⁻¹
							ускорение силы тяжести g
							981 $\frac{см}{сек^2}$
							9.81 $\frac{м}{сек^2}$
							4,18 · 10 ⁴ $\frac{фут}{мин^2}$
							9.81 $\frac{м}{сек^2}$

Таблица 12d
Перечень единиц для вычисления критерия Нуссельта Nu

Система единиц и основные единицы	Формула для числа Nu	Размерности величин, входящих в число Nu		
		частный коэффициент теплопередачи	диаметр D	удельная теплопроводность λ
CGS масса гм длина см температура °C	$\frac{D}{\lambda}$	$\frac{джоуль}{см^2 \cdot сек \cdot ^\circ C}$	см	$\frac{джоуль \cdot см}{см^2 \cdot сек \cdot ^\circ C}$
Техническая система единиц масса кг длина м температура °C	$\frac{D}{\lambda}$	$\frac{ккал}{м^2 \cdot сек \cdot ^\circ C}$	м	$\frac{ккал \cdot м}{м^2 \cdot сек \cdot ^\circ C}$
Британская система единиц масса фунт длина фут температура °F	$\frac{D}{\lambda}$	$\frac{BTU}{фут^2 \cdot час \cdot ^\circ F}$	фут	$\frac{BTU \cdot фут}{фут^2 \cdot час \cdot ^\circ F}$
Смешанная система (принята в тексте) масса кг длина м температура °C	$\frac{D}{\lambda}$	$\frac{ккал}{м^2 \cdot час \cdot ^\circ C}$	м	$\frac{ккал \cdot м}{м^2 \cdot час \cdot ^\circ C}$

Если теплоемкость c_p выражена в $\frac{\text{кал}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$, вязкость Z в сантипуазах и λ в $\frac{\text{кал} \cdot \text{м}}{\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}}$, то для перевода в однородную систему единиц надо помножить $\frac{c_p \cdot Z}{\lambda}$ на 0,278.

Частные коэффициенты теплопередачи в дальнейшем везде выражены в калориях на кв. метр в час на $^\circ\text{C}$. Для пересчета в другие единицы:

Умножьте на 0,0000278, чтобы получить	$\frac{\text{мал. кал}}{\text{см}^2 \cdot \text{сек} \cdot ^\circ\text{C}}$
" " 0,2049	$\frac{\text{BTU}}{\text{кв. фут} \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{F}}$
" " 0,000116	$\frac{\text{ватты}}{\text{см}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$

Газы внутри труб

Газы в длинных прямых трубах. Для турбулентного течения газов по металлическим трубам в случае принудительной конвекции рекомендуется следующее уравнение:

$$\alpha = \frac{11G^{0,8}c_p}{D^{0,2}} \quad (24)$$

где α в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$; G — весовая скорость, выраженная в $\text{кг}/\text{сек} \cdot \text{м}^2$; c_p — теплоемкость при постоянном давлении в $\text{кал}/\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}$ и D — внутренний размер в м. Уравнение (24) основано на данных Nusselt [Z. Ver. Deut. Ing. 53, 1750, 1808 (1909)], который исследовал воздух, углекислый газ и светильный газ при температурах около 50° , а также на данных ряда других исследователей для воздуха в трубах диаметром от 4,3 до 96 мм. Значения G были в пределах от минимального значения $G_t = 2,25p^{0,645}$ до 30. При значениях $G < G_t$ существенным фактором становится свободная конвекция и тогда α следует определять, как указано на стр. 212, А. Р. Солбигл, основываясь на данных Nusselt'a для воздуха, протекающего при температуре около 50° внутри горизонтальной трубы с внутренним диаметром 22,1 мм и при разности температур с окружающей средой около 38° , нашел, что $G_t = 2,25p^{0,645}$, где p изменяется от 1 до 13 атм. Влияние давления до 16 атм для воздуха учитывается достаточно хорошо величиной G , т. е. весовой скоростью; для больших давлений нет соответствующих данных. Влияние температуры на величину α для газов при высоких температурах нельзя считать окончательно установленным; поэтому в настоящее время представляется более целесообразным температурных поправок не вводить. По той же причине не включено отношение длины к диаметру трубы; влияние этого фактора вероятно не велико, исключая случаев очень коротких трубок. На основе немногих сравнительных данных о влиянии степени шероховатости и материала труб на величину α установлено, что для металлических труб это влияние незначительно.

Влияние накипи значительно меньше при теплообмене от газов, чем от жидкостей, так как газовая пленка представляет гораздо большее термическое сопротивление, чем жидкая. Однако пыль или осаждающиеся вещества, способные оседать на стенках, кроме серы, могут сильно понизить теплопередачу между газом и твердым телом. Радиация (лучеиспускание) некоторых газов становится значительной при высоких температурах.

При проектировании газовых подогревателей и холодильников вместо вычисления α уравнение (24) можно соединить с общим тепловым балансом:

$$q = 3600G \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) c_p (t_1 - t_2) = \frac{11G^{0,8}c_p}{D^{0,2}} (\pi DL) (\Delta t)_{\text{ср}}$$

откуда

$$\left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{(\Delta t)_{\text{ср}}}{t_1 - t_2} \right) = 82 (GD)^{0,2} \quad (25)$$

Здесь D — диаметр трубок в м, G — весовая скорость $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{сек}$, t_1 — высшая и t_2 — низшая температура газа, $(\Delta t)_{\text{ср}}$ — средняя логарифмическая разность температур между газом и стенками трубы. Если температура поверхности трубы по всей длине постоянна, что имеет место при обогреве паром, то дробь $t_1 - t_2$ $(\Delta t)_{\text{ср}}$ равна натуральному логарифму отношения большей температурной разности к меньшей.

На рис. 10 дана номограмма, построенная на основании уравнения (25).

Пример. Требуется нагреть 270 кг газа в час от 20 до 105°C при помощи пара, конденсирующегося в межтрубном пространстве при 110°C . Найти длину и число трубок.

Решение.

Средняя логарифмическая разность температур равна $\Delta t_{\text{ср}} = \frac{105 - 20}{\ln \frac{105 - 20}{110 - 20}} = 34,4$. $\Delta t_{\text{ср}}/85 = 0,347$. Оптимальная весовая скорость [см. уравнение (24) стр. 207] равна $8,8 \text{ кг}/\text{сек} \cdot \text{м}^2$. Диаметр трубок выбираем 33 мм. Соединив линии точку $D = 33$ с точкой $G = 8,8$ и продолжив линию вправо до пересечения со шкалой W , оканчиваемой $W = 27 \text{ кг}/\text{час}$ на одну трубку. Число трубок будет $270/27 = 10$. Продолжив ту же линию влево до пересечения с осью и соединяя точку пересечения с точкой 0,347 из температурной шкалы, отсчитываем длину трубок $L = 6,06 \text{ м}$.

При проектировании иногда пользуются теоретическим уравнением Рейнольдса, хорошо подтверждаемым опытными данными. Уравнение Рейнольдса построено на аналогии между теплопередачей и потерей напора при течении в трубах и имеет вид:

$$\alpha = 1800fc_pG, \quad (26)$$

где f — коэффициент трения в трубе, а величины α , c_p и G те же, что и в уравнениях (24) и (25).

Вязкость газа мало изменяется с температурой; f изменяется как $Re^{0,2}$ или как $Z^{-0,2}$. Поэтому согласно Рейнольдсу, α почти не зависит от температуры.

Подставляя вместо f его значение из эмпирической формулы

$$f = 0,0167 \left(\frac{Z}{DG} \right)^{0,2} \quad (\text{для } Re < 100.000)$$

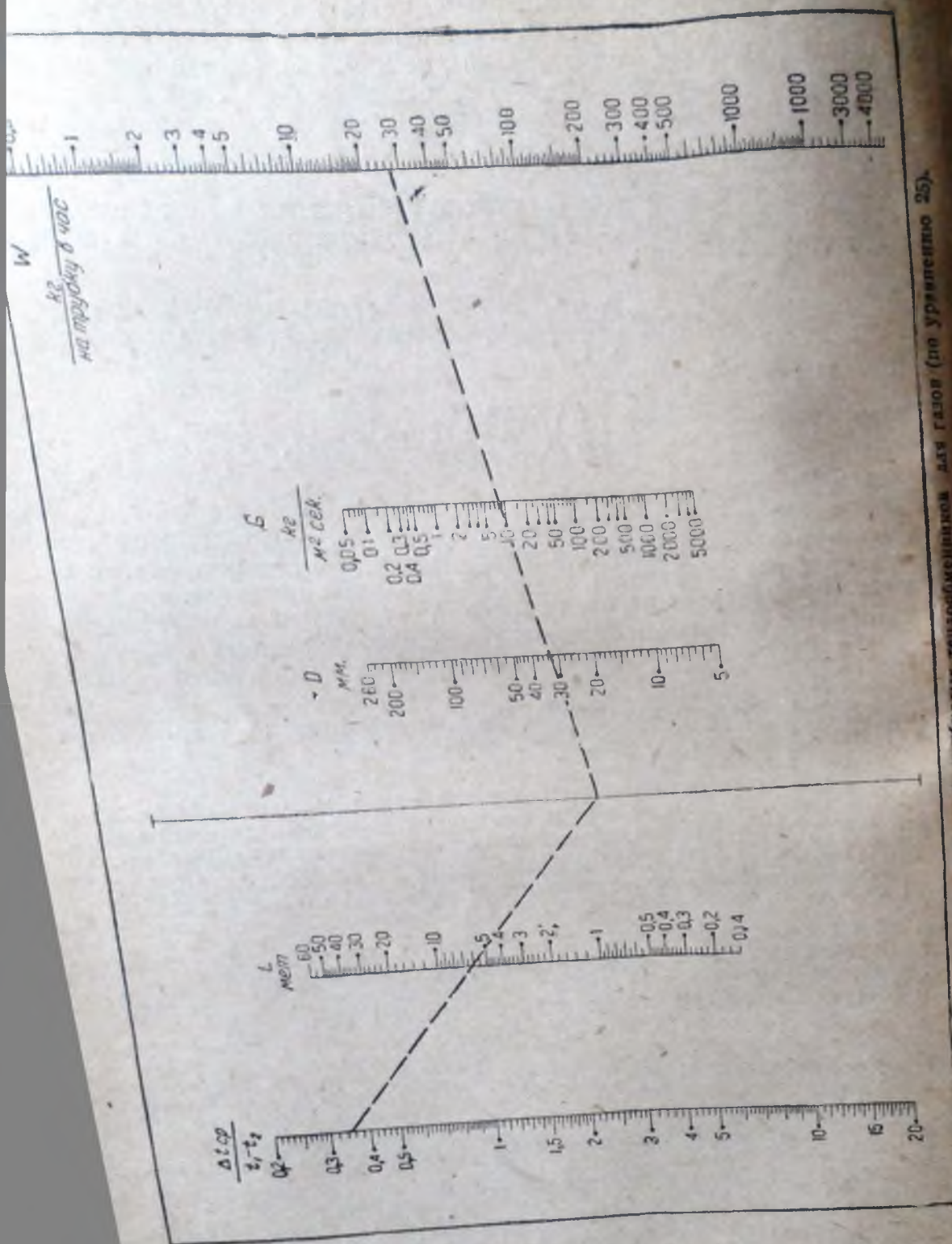


Рис. 10. Номограмма для расчета трубчатых теплообменников для газов (по уравнению 25).

получим

$$\alpha = 24,7 \left(\frac{Z}{D} \right)^{0,2} G^{0,8} c_p$$

Если принять $Z = \text{const} = 0,0184$ сантиметра, то уравнение (27) переходит в уравнение (24). G выражено в $\text{кг/сек} \cdot \text{м}^2$, D — в м, Z — в сантиметрах.

При обычных условиях уравнения (24) и (27) дают почти тождественные результаты; но при очень высоких температурах или в случае газов, значительно отличающихся по вязкости от воздуха, предпочтительнее уравнение (27). Номограмма уравнения (27) дана на рис. 11. Номограмма дает соотношение между G , D , t и α для различных газов, освобождая тем самым от необходимости пользоваться таблицами для c_p и Z . Для других газов, не указанных на номограмме, необходимо подсчитать значение $c_p Z^{1/2}$.

Пример. Чтобы решить предыдущий пример, пользуясь номограммой рис. 11, соединяем точки $D=33$ и $G=8,8$ и продолжаем линию до пересечения с осью номограммы.

Пусть нагреваемый газ — воздух. Средняя температура воздуха есть $120 - 31,4 = 88,6$ или 80°C . Соединяем точку 80° на шкале температур с точкой, отмеченной на оси номограммы, продолжив линию вправо, отсчитываем $c_p Z^{0,2} = 0,106$. Точку пересечения с отмеченной ранее точкой на оси номограммы и отсчитываем значение $\alpha = 24,7$.

Из теплового баланса

$$q = 270 \cdot 0,24 (105 - 20) = 5500 \text{ кал/час.}$$

Так как $K \approx \alpha = 30 \text{ кал/час} \cdot ^\circ \text{C}$ на 1 м^2 внутренней поверхности труб, то требуемая поверхность нагрева будет $S = q/K (\Delta t)_{\text{ср}}$ или $5500/3 \cdot 29,4 = 6,24 \text{ м}^2$. Число труб, следовательно необходимая длина трубок будет $0,624/3,14 \cdot 0,033 = 6 \text{ м}$. Если бы вместо воздуха в трубках нагревался метан CH_4 , то коэффициент теплопередачи был бы $70 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ \text{C}$. На номограмме рис. 10 различие в физических свойствах газа не могло бы быть учтено.

Теплопередача к газам в коротких трубах. Для воздуха, протекающего по трубкам аэропланных радиаторов, нагреваемых конденсирующимся паром или горячей водой, если гладкая (не ребристая) поверхность нагрева составляет по меньшей мере 90% от общей поверхности нагрева, по опытам Parsons и Hauger [Bull. of Standards, Techn. Paper, 211 (1923)] значение коэффициента теплопередачи составляет от 0,8 до 0,9 значения, вычисленного по уравнению (24). Весовая скорость воздуха менялась в пределах от 9,78 до 97,8 $\text{кг/сек} \cdot \text{м}^2$ поперечного сечения трубы. Диаметры труб были около 7,6 мм и длина труб от 15 до 25 диаметров. Коэффициент теплопередачи был подсчитан по разности температур между средней температурой греющей среды и температурой входящего воздуха.

Газы в змеевиках. Jeschke [Z. Ver. Deut. Ing., 69, Ergänzungsheft 24 (1925)] охлаждал воздух в спиральных змеевиках из цельнотянутой стальных труб диаметром около 32 мм, причем один змеевик имел два витка диаметром по 630 мм, а другой 6 витков в 210 мм диаметром. Течение все время было турбулентное, а значение GD^2 доходило до 150 000 в однородных единицах. На основе полученных данных Jeschke предложил следующую формулу:

$$\frac{\alpha D}{\lambda} = \left(0,039 + 0,138 \frac{D}{D_c} \right) \left(\frac{D_c G}{\lambda} \right)^{0,8}$$

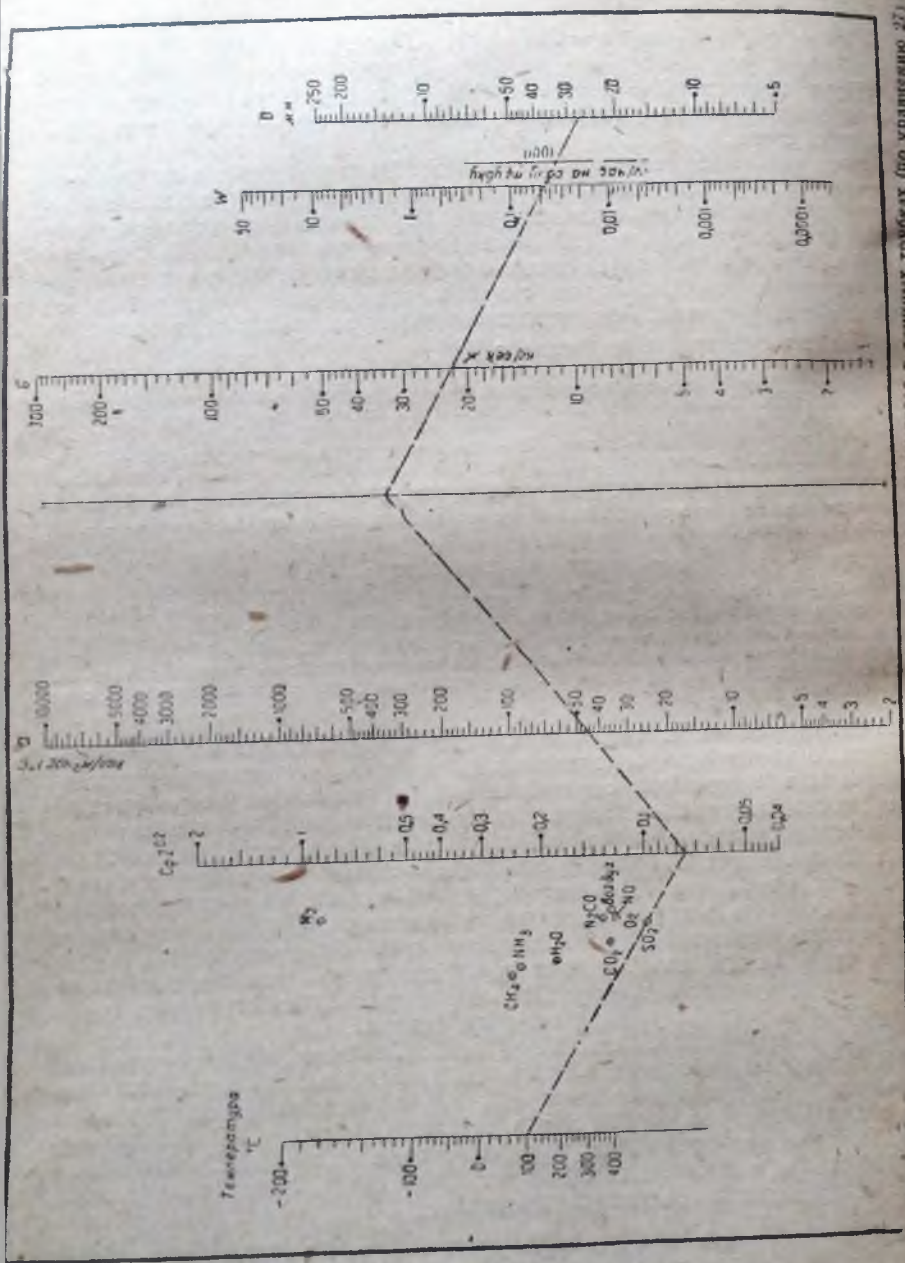


Рис. 11. Номограмма для определения частного коэффициента теплопередачи для газов в длинных трубах (по уравнению 27)

где $\frac{D}{D_c}$ — отношение диаметра трубы к диаметру витка, все величины в формуле (28) — в однородных единицах (см. стр. 187). Для обычных расчетов достаточно вместо пользования формулой (28) помножить значение α , вычисленное по уравнению (24), на $1 + 3,54 D/D_c$.

Газы в трубах с заполнением. Приближенные коэффициенты теплопередачи для газов, протекающих по нагреваемым сжигателям трубкам, заполненным гранулированным материалом, определял экспериментальным путем Colburn [Ind. Eng. Chem. 23, 910 (1931)]. Он пропускал воздух со скоростью от 1,22 до 19,52 кг/сек на 1 м² поперечного сечения труб, имевших диаметр 32 и 76 мм. Трубы были окружены паровой рубашкой и заполнены гранулированным материалом с размерами гранул от 3 до 25 мм. Результаты Colburn'a могут быть выражены уравнениями (29) и (30); первое выведено на основе экспериментальных данных, а второе из аналогии с уравнением (27) (см. стр. 195) для газов в трубах.

Для воздуха:

$$\alpha = a G^{0,53}, \quad (29)$$

для других газов:

$$\alpha = 8 a c_p z^{0,2} G^{0,53}, \quad (30)$$

где a есть функция D_p/D_i :

$$D_p/D_i = 0,05 \quad 0,10 \quad 0,15 \quad 0,20 \quad 0,25 \quad 0,30$$

$$a = 29 \quad 37 \quad 40 \quad 39 \quad 37 \quad 34$$

Здесь α в кал/час · м² · °С; G — кг/сек · м², c_p — теплоемкость газа; z — вязкость газа в сантипуазах (стр. 187); D_p — средний диаметр гранул; D_i — внутренний диаметр трубы.

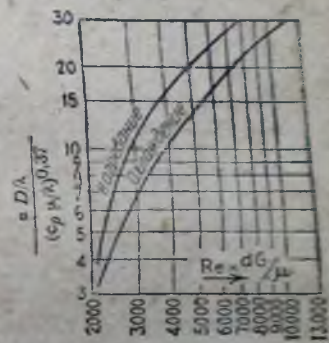


Рис. 12. Нагревание и охлаждение минеральных масел при турбулентном течении их в длинных горизонтальных трубах.

Жидкости внутри труб

Жидкости внутри горизонтальных труб при турбулентном течении. Для нагревания и охлаждения минеральных масел, протекающих турбулентно по горизонтальным трубам, рекомендуются соотношения С. С. Кеевиля [Thesis, 1930. Massachusetts Institute of Technology] (рис. 12). Формы кривых близки к предсказанным теоретическим уравнением Прандтля [Physik. Zeitschr. 11, 1072 (1910)], основанном на аналогии между теплопередачей и трением в жидкостях. Эти данные выражены в координатах, примененных Morris и Whitman [Ind. Eng. Chem. 20, 234 (1928)], но коэффициенты согласно Кеевилю на 10—20 % меньше, чем по Morris и Whitman; проверены они по последним данным Sherwood, Kiley и Mangsen [Ind. Eng. Chem. 24, 273 (1933)] для нагревания „легкого масла“. Диаграмма рис. 12 построена по данным для горизонтальных труб диаметрами в 12,4 и 15 мм и для длины, обогреваемых участков

в пределах от 61 до 235 диаметров. На рис. 12 приведены две кривые — одна для нагревания, другая для охлаждения. Для значений $\frac{GD}{\mu}$ меньше 2100, т. е. при скоростях ниже так называемой „критической скорости“, рекомендуется пользоваться уравнением для ламинарного течения (стр. 200).

Для рис. 12 приняты следующие единицы: α — в $\text{кал./м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, D — внутренний диаметр в м , λ — удельная теплопроводность в $\text{кал./м} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, c_p — теплоемкость в $\text{кал./кг} \cdot ^\circ\text{C}$, μ — вязкость в $\text{кг./м} \cdot \text{час} = 3,6 z$ (z — в сантипуазах), взято при арифметическом среднем значении начальной и конечной температуры масла, G в $\text{кг./м}^2 \cdot \text{час}$. Теплоемкость жидкого масла вычисляется по уравнению Fortsch и Whitman [Ind. Eng. Chem. 18, 795 (1926)]:

$$c_p = \frac{(1,8 t + 702) \cdot (2,10 - \delta_{15,5})}{2030},$$

где $\delta_{15,5}$ — относительный вес по воде при $15,5^\circ\text{C}$, t — температура в $^\circ\text{C}$.

Кривые рис. 12 передают результаты, получаемые при условиях, когда греющий пар поступает при атмосферном давлении, а охлаждающая вода при обыкновенной температуре; нагреваемые масла имеют свойства, указанные в табл. 10 (стр. 169). Обычно предполагается, что при прочих равных условиях увеличение температуры стенки влечет увеличение значения α от стенки к жидкости; однако данных для учета этого влияния в общем уравнении еще недостаточно¹.

Общее уравнение для нагревания или охлаждения жидкостей или газов, протекающих турбулентно по прямым длинным трубам

$$\left(\frac{\alpha D}{\lambda}\right) = a \left(\frac{DG}{\mu}\right)^{0,8} \cdot \left(\frac{c_p \mu}{\lambda}\right)^m \quad (31)$$

основано на данных: а) Sherwood и Petrie [Ind. Eng. Chem. 24, 736 (1932)] для нагревания ацетона, бензола, *n*-бутанола и воды; б) Morris и Whitman [Ind. Eng. Chem. 20, 234 (1928)] для нагревания и охлаждения различных минеральных масел; в) Nusselt [Z. Ver. Deut. Ing. 53, 1750 и 1808 (1909)] для нагревания воздуха, двуокиси углерода и светильного газа; г) Holmboe [Dinglers polytech. J. 324, 803 (1909); 325, 88 (1910)] и Poensgen [Z. Ver. Deut. Ing. 60, 27 и 47 (1916)] для охлаждения перегретого пара без конденсации; е) ряда других исследователей, применявших воздух, воду и масла. Единицы в уравнении (31) те же, что и перечисленные выше для рис. 12 [входящие в формулу (31) критерии Nu , Re и St можно вычислять и

¹ Согласно теории, предложенной Kaye и Furnas [Ind. Eng. Chem. 76, 713 (1934)],

$$\frac{\alpha_{охл}}{\alpha_{нагр}} = \left(\frac{z_{нагр}}{z_{охл}}\right)^a,$$

где z — вязкость жидкости в ядре потока, a — экспериментальная константа, равная приблизительно 0,5 для жидкостей и 1 для газов. Прим. ред.

в любых иных единицах согласно таблице 12 (см. стр. 198). Для нагревания жидкостей, менее вязких, чем керосин, $a = 0,0125$ и $m = 0,4$; для охлаждения $a = 0,0225$ и $m = 0,3$. Эти константы можно различать от рекомендованных Dittus и Boelter [Univ. Calif. Pub. Eng. 2, 443 (1930)]. Для керосина и более вязких минеральных масел, если $\left(\frac{GD}{\mu}\right)$ больше 10000, применяется уравнение (31); если $\left(\frac{GD}{\mu}\right)$ лежит между 10000 и 2100, следует пользоваться диаграммой рис. 12; при значениях $\frac{GD}{\mu}$ меньше 2100 наступает ламинарное течение (стр. 206).

Lawrence и Sherwood [Ind. Eng. Chem. 23, 301 (1931)] показали, что в случае воды, текущей турбулентно по трубам (острый край у входа), отношение длины трубы к ее диаметру в пределах от 59 до 224 диаметров заметного влияния на величину α не оказывает.

Для нагревания воды, текущей турбулентно внутри чистых труб, уравнение (31) может быть упрощено и представлено в следующем виде:

$$\alpha = 1200(1 + 0,013t) \frac{V^{0,8}}{D^{0,2}} \quad (32)$$

где t — средняя температура воды в $^\circ\text{C}$, V — скорость воды в м/сек и D — внутренний диаметр труб в метрах. Если трубы загрязнены, то величина α сильно понижается, причем нет никаких способов предсказать, сколь значительным может быть такое снижение (см. также стр. 203). В зависимости от условий значение коэффициента теплопередачи может колебаться в пределах от 250 до 5000 и выше. Frost и Rippe [Trans. Am. Soc. Mech. Eng., F. 9th P. 53-10, 131 (1931)] нашли, что добавка 0,00001% хлора (по весу) к речной воде, подаваемой в конденсатор, значительно облегчает поддержание высокого вакуума и благоприятно влияет на теплопередачу в поверхностном конденсаторе паросиловой установки. Если вода жесткая, значение α может снизиться до 50—100. Для ряда минеральных масел, отлагающих при низких температурах воскообразную пленку на стенках труб, коэффициент теплопередачи оказывается значительно ниже найденного по диаграмме рис. 12 или вычисленного по уравнению (31). Графический метод определения термического сопротивления слоя осадка по опытным данным приведен на стр. 203.

Grebe [Mech. Eng. 53, 719 (1931)] приводит общие коэффициенты теплопередачи, полученные при нагревании жидкой смеси дифенила, протекающей (в большинстве случаев при турбулентном режиме) по 7-миллиметровым маленьким трубкам, нагреваемым паром, причем при $V = 0,3 \text{ м/сек}$, $K = 156 \text{ кал./м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, и при $V = 2,45 \text{ м/сек}$, $K = 2050 \text{ кал./м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$. Montillon, Rohrbach и Badger [Ind. Eng. Chem. 23, 763 (1931)] нагревали парами дифенила асфальт, протекающий со скоростью от 0,6 до 4 м/сек по 32-миллиметровым трубам, причем K изменялось от 137 до 220 и α от 145 до 268 для асфальта и от 1100 до 1950 для паров дифенила. Часть данных относится к ламинарному течению.

Ламинарное течение в трубах. Ламинарное¹ течение может иметь место при течении вязких жидкостей и особенно при малых весовых скоростях (см. стр. 198 и 199).

В своем превосходном обзоре Drew [Trans. A. I. Ch. E. **26**, 26 (1931)] указывает, что если принять распределение весовой скорости по параболическому закону, постоянную температуру стенки, отсутствие потерь тепла на концах труб, постоянство внешних условий и передачу тепла только теплопроводностью, то можно пользоваться уже давно известными интегралами теоретических уравнений. Но так как вязкость и плотность жидкости меняются с температурой, то вряд ли можно ожидать точных результатов от применения этих уравнений, исключая случаев действительно изотермического течения.

Ламинарное течение в горизонтальных трубах. Drew, Hogan и Mc Adams [Trans. A. I. Ch. E. **26**, 81 (1931); Ind. Eng. Chem. **23**, 936 (1931)] сравнивали данные Р. В. Holden, J. В. White, Kiley, Mangsen и др. с теоретическими уравнениями и нашли, что опытные данные для нагревания паром различных нефтяных масел оказываются больше, чем требуется по теории Graetz, которая не учитывает ряда условий, отмеченных выше. К подобному же выводу пришли в своей совместной работе Kirkbride и McCabe [Ind. Eng. Chem. **23**, 625 (1931)]. Впредь до накопления опытных, достаточных данных для оценки количественного влияния факторов свободной конвекции (см. стр. 212), рекомендуется следующее приближенное уравнение в однородных единицах для

значений $\frac{GD}{\mu}$ ниже 2100 и $\frac{Wc_p}{\lambda L}$ выше 60:

$$\frac{\alpha' D}{\lambda} = 6,2 \left(\frac{Wc_p}{\lambda L} \right)^{0,2} \quad (32a)$$

Здесь α' вычислено на 1° средней арифметической из начальной и конечной разностей температур, учитывая температуру жидкости среднюю по сечению, а не осевую (стр. 182); W — весовое количество жидкости на одну трубку в кг/час, c_p — теплоемкость в кал/кг·°С; λ — удельная теплопроводность в кал/м·°С·м; и L —

длина нагреваемой части труб в м. Для значений $\frac{GD}{\mu}$ ниже 2100 и $\frac{Wc_p}{\lambda L}$ ниже 10, при постоянной температуре стенок, повышение температуры приближается к равенству с начальной разностью темпе-

¹ Ламинарное течение при наличии теплообмена, строго говоря, невозможно поскольку все жидкости изменяют свою плотность с температурой. Опыт действительно показывает, что при неустойчивом распределении плотностей конвекционные токи нарушают ламинарный характер течения. В американской литературе такое течение называется "modified laminar flow"; его можно было бы назвать "возмущенным ламинарным течением". В дальнейшем такое течение называется просто ламинарным. Прим. ред.

ратур или, иными словами, температура жидкости при выходе почти равна температуре стенок, откуда:

$$\frac{\alpha' D}{\lambda} = \frac{2(Wc_p)}{\pi(\lambda L)} \quad (32b)$$

Данных для охлаждения немного, причем несомненно, что α при охлаждении меньше, чем при нагревании.

Жидкости в вертикальных трубах. Для всех случаев явно турбулентного течения жидкостей по вертикальным трубам применяются те же способы расчетов, что и для горизонтальных труб (стр. 197). При скоростях ниже критической и иногда немного выше ее величины α определяется факторами свободной конвекции. Colburn и Hougen [Ind. Eng. Chem. **22**, 522 (1930)] дают следующее уравнение, представляющее их опытные данные, для течения воды по вертикальной трубе с внутренним диаметром 76 мм при низких скоростях — до 29,4 кг·м²·сек, т. е. примерно до 0,03 м/сек:

для жидкости, текущей снизу вверх

$$\alpha = (80 + 4,5t_b) \sqrt{\Delta t}, \quad (33)$$

для жидкости, текущей сверху вниз

$$\alpha = (93,5 + 5,25t_b) \sqrt{\Delta t}, \quad (34)$$

где α в кал/м²·час·°С/м, t_b — средняя температура воды в °С и Δt — средняя разность температур между стенкой трубы и водой в °С. Эти данные относительно воды могут быть переданы также уравнением типа уравнения Nusselt'a для жидкостей, текущих при низких скоростях вверх по вертикальным трубам:

$$\alpha = 0,128 \left(\lambda^2 c_p \gamma_f^2 \beta \Delta t \frac{g}{\mu_f} \right)^{1/4} \quad (35)$$

В этом уравнении λ — удельная теплопроводность, c_p — теплоемкость при постоянном давлении, γ — удельный вес, β — объемный коэффициент расширения, Δt — разность температур между стенкой и жидкостью, g — ускорение силы тяжести и μ — вязкость. Все величины выражены в однородных единицах², а λ , γ , β и μ должны быть взяты при

¹ Из теплового баланса

$$Wc_p(t_2 - t_1) = \pi D L \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{2}, \quad (36)$$

по $(t_2 - t_1) = (T - t_1)$ и следовательно $T = t_1$; подставляя в уравнение (36), получим уравнение (32b). Прим. ред.

² Уравнение (35) можно переписать:

$$\left(\frac{\alpha D}{\lambda} \right) = 0,128 \left(\frac{D^3 \gamma_f^2 \beta g}{\mu^2} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{1/4}$$

или

$$Nu = 0,128 Gr^{1/4} St^{1/4}$$

Уравнение (35) совпадает по форме с уравнением (47) для естественной конвекции в трубах (см. стр. 212). Единицы надо брать, сообразуясь с данными табл. 12а, 12б, 12д на стр. 188. Прим. ред.

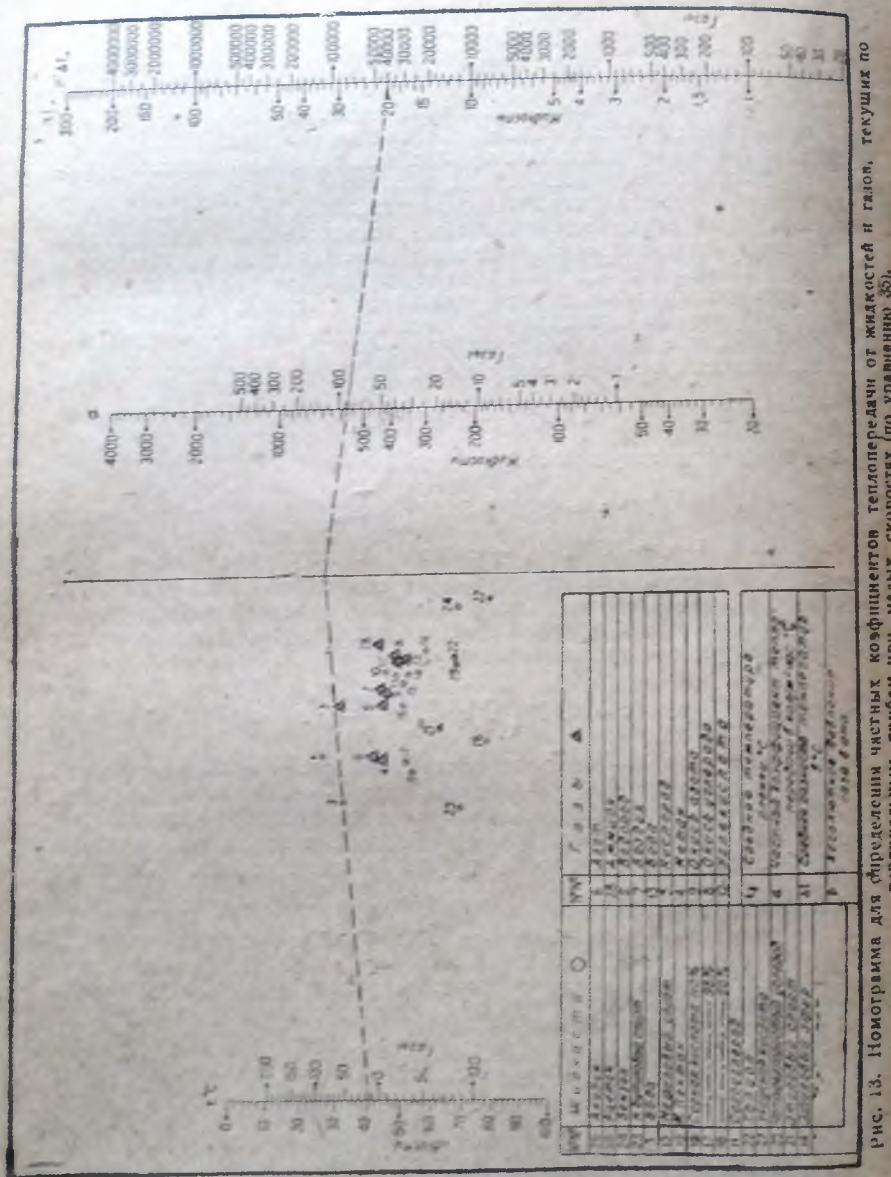


рис. 13. Номограмма для определения частных коэффициентов теплопередачи от жидкостей и газов, текущих по вертикальным трубам при малых скоростях (по уравнению 35).

средней температуре пленки. Хотя это уравнение выведено только для воды и воздуха, оно является в настоящее время наилучшим для расчета нагревания и охлаждения жидкостей, текущих с большими скоростями по вертикальным трубам. Номограмма рис. 13 построена на основе уравнения (35) и дает для рассматриваемого вещества соотношения между температурой пленки, разностью температур и коэффициентом α . Для работы с газами на номограмме имеется шкала давлений.

Жидкие пленки в вертикальных трубах. Gaylord и Kennedy [Thesis, Mass. Inst. Tech. (1932)] нашли, что для водяной пленки, стекающей вниз вдоль внутренней стенки вертикальной трубы, как в конденсаторе типа Carboneil), α возрастает от 7310 до 10700 и K возрастает от 4600 до 5600 $\text{кал} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, при увеличении расхода воды с 3700 до 10000 $\text{кг}/\text{час}$ на 1 м периметра труб. В этих опытах вода поступала при температуре 20° и уходила при $50-80^\circ$, а конденсирующийся пар имел температуру в пределах от 116 до 135° . Теоретическое уравнение по Nusselt'у для жидкости, стекающей вниз по стенкам вертикальных труб, приведено на стр. 212.

Графический метод разложения общих коэффициентов теплопередачи на частные. Orrok [Trans. A. S. M. E. 32, 1773 (1910)] изучал теплопередачу от конденсирующегося под вакуумом пара охлаждающей воде, в конденсаторе погруженными в воду трубами и получил данные как для чистых, так и для загрязненных труб. Для каждой трубы общий коэффициент теплопередачи был определен при различных скоростях воды. E. E. Wilson [Trans. A. S. M. E. 37, 47 (1915)] предложил ценный графический метод интерпретирования таких данных о теплопередаче в поверхностных конденсаторах. Примененный метод Wilson'a к данным Orrok, McAdams, Sherwood и Turner [loc. cit. 48, 1233 (1926)], показали, что опытные данные могут быть представлены следующим эмпирическим уравнением для турбулентного течения:

для загрязненных труб:

$$\frac{1}{K} = 0,000190 + 0,000296V^{-0,8}; \quad (36)$$

для чистых труб:

$$\frac{1}{K} = 0,0000822 + 0,000296V^{-0,8}, \quad (37)$$

где K выражено в $\text{кал} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$ общей разности температур (поверхность взята со стороны пара), а V — скорость воды в трубе в $\text{м}/\text{сек}$.

Как и в уравнении (21), представляющем общее сопротивление на единицу поверхности, $\frac{1}{K}$ есть сумма частных сопротивлений:

$$\frac{1}{K} = r_{\text{ст}} + r_{\text{т}} + r_{\text{н}} + \frac{1}{BV^{0,8}}, \quad (38)$$

¹ Существенное значение имеет температура. Проф. Р. Пазик дает для аммиачных конденсаторов этого типа $K = 1750$ $\text{кал} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, а для практического расчета рекомендуется K от 650 до 750. Прим. ред.

где r_n , r_t и r_n — частные сопротивления пленки со стороны пара, трубы и слоя накипи, а $\frac{1}{BV^{0,8}}$ — сопротивление пленки со стороны воды. Откладывая $1/K$ на ординате и $\frac{1}{V^{0,8}}$ на абсциссе (диаграмма рис. 14), получаем точно прямую линию с углом наклона $1/B$, где B — эмпирическая константа для определенных условий опыта. Численно B равняется α (со стороны воды) при скорости воды, равной 1, т. е. при этой скорости $\alpha = 3380 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$ наружной поверхности

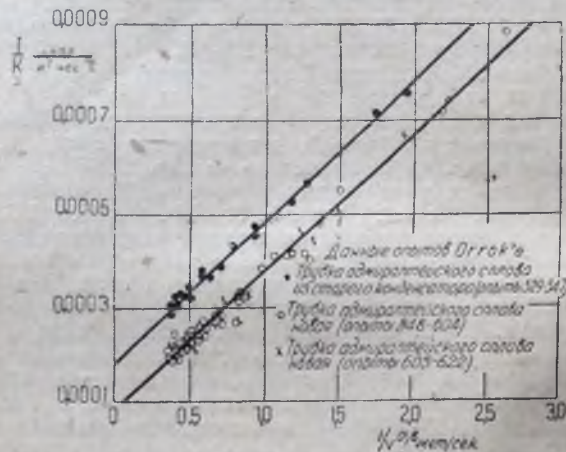


Рис. 14. Графический метод разложения общего коэффициента теплопередачи на частные коэффициенты.

трубки. Труба имела наружный и внутренний диаметры соответственно — 25,4 и 23 мм и была сделана из адмиралтейского сплава (Cu 70, Zn 29, Sn 1), $\lambda = 94$; тогда $r_t = 0,0001275$. Если для новых труб r_n принять равным нулю, тогда $r_n + r_t = 0,000822$, откуда $r_n = 0,000695$; $\frac{1}{r_n} = 14400$, т. е. коэффициент теплопередачи со стороны пара равен $14400 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$. Для загрязненных труб $0,00190 = r_n + r_t + r_n$; разность: $0,00190 - 0,000822 = r_n = 0,001078$, т. е. частный коэффициент накипи (отнесенный к поверхности со стороны пара) равен $\frac{1}{r_n} = 9300$.

Так как внутренний диаметр трубы составлял 0,90 наружного диаметра, то частный коэффициент для слоя накипи, отнесенный к поверхности трубы со стороны воды (внутренней), составляет $9300 : 0,9 = 10320$.

Коэффициент α для водяной пленки, отнесенный к внутренней поверхности трубы, равен $3380 : 0,9 = 3760$. Этот графический метод

может быть применен с соответствующими видоизменениями для работы опытных величин общего коэффициента теплопередачи при теплообмене между жидкостями или газами.

Газы снаружи труб и над плоскими поверхностями

Следует помнить, что при протекании газа между двумя поверхностями (имеющими различные температуры) тепло передается не только конвекцией, но и радиацией. Если отсутствует принудительная циркуляция газа, то над греющей поверхностью возникает циркуляция, вызываемая разностью плотностей газа и известная под именем свободной конвекции (стр. 212).

Газы, протекающие снаружи труб параллельно их осям. Опытные данные для этого случая, в первом приближении, совпадают с данными для газов, протекающих внутри труб, если эквивалентный диаметр междутрубного пространства равен внутреннему диаметру трубы, т. е. когда совпадают гидравлические радиусы трубы и междутрубного сечения¹.

Газы, протекающие вдоль плоской поверхности. Для случая принудительной циркуляции данных очень мало. Для воздуха, протекающего вдоль вертикальной медной пластинки размером $0,5 \cdot 0,5 \text{ м}$, Jürges [Beih. Gesundh.-Ing., 19, (1924)] дает следующее уравнение:

$$\alpha = a + bV^n, \quad (33)$$

где α в $\text{кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$ и V в м/сек .

	Скорость меньше 5 м/сек			Скорость больше 5 м/сек		
	a	b	n	a	b	n
Гладкая поверхность	4,8	3,4	1	0	6,12	0,78
Шероховатая поверхность	5,3	3,6	1	0	6,47	0,78

Газы, протекающие нормально к оси трубы. Эти данные весьма полезны при определении истинной температуры газа из показаний термометра. Пирометр помещается либо прямо в струе газа, либо защищается цилиндрическим экраном; поэтому важно знать влияние диаметра цилиндра на коэффициент α для конвекции между газом и стенкой цилиндра. Имеются данные только для воздуха, протекающего под прямым углом к оси одиночного цилиндра диаметром от 0,025 до 95 мм, при комнатной температуре; температура стенки цилиндра при опытах доходила до 982° в случае проволоки, при опытах же с трубами температура доходила лишь до 100° . Полученные данные могут быть выражены уравнением:

$$\frac{\alpha D}{\lambda_f} = 0,45 + 0,33 \left(\frac{DG}{\lambda_f} \right)^{0,56}, \quad (40)$$

¹ При нормальном расположении на трубной решетке (оси под 60°) при расстоянии центров $l = mD_n$ эквивалентный диаметр $D_{эк} = (1,1m^2 - 1) D_n$, где D_n — наружный диаметр трубы. При $m = 1,35$, $D_{эк} = D_n$. Обычно на практике $m > 1,35$. Прич. ред.

где α — в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, D — диаметр в метрах, λ_f — удельная теплопроводность газовой пленки при средней арифметической из температур потока и стенки, выраженная в $\text{кал м}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, G — весовая скорость газа в $\text{кг}/\text{сек} \cdot \text{м}^2$ свободного сечения, μ_f — вязкость газовой пленки в $\text{кг}/\text{м} \cdot \text{сек}$, равная 0,001 вязкости в сантипуазах, при средней арифметической из температуры потока и стенки. Значения λ и μ для газов приведены на стр. 171. Критерии Nu и Re в уравнении (40) могут быть вычислены и в других единицах согласно табл. 12 на стр. 188. Для одиночных труб диаметром от 15 до 95 мм при температуре около 100° можно пользоваться уравнением Schack, выведенным на основе данных Reiher, Gibson и Vornehan:

$$\alpha = \frac{3,48 (G)^{0,56}}{D^{0,44}} \quad (41)$$

где G в $\text{кг}/\text{сек} \cdot \text{м}^2$, D в м и α в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$.

Вычисление истинной температуры газа. Для определения истинной температуры газа по показаниям термопары или пирометра, помещенного в токе газа, когда окружающие стенки имеют различные температуры, следует составить тепловой баланс на единицу поверхности термопары, выражаемый следующим уравнением:

$$q_{\text{изл. г}} + q_k = \sum q_{\text{изл. п}}, \quad (41a)$$

где $q_{\text{изл. г}}$ — количество тепла, передаваемого от газа к пирометру излучением (стр. 256–267), q_k — количество тепла, перетекающего от газа к пирометру путем конвекции [см. уравнение (18), стр. 181 и уравнение (40) или (41), стр. 205 и 206], $\sum q_{\text{изл. п}}$ — суммарная потеря тепла пирометром, вследствие излучения на окружающие стенки, если стенки холоднее, чем пирометр. (Если стенки горячее, чем пирометр, а газ холоднее, то знаки у всех членов уравнения (41a) меняются на обратные). $\sum q_{\text{изл. п}}$ вычисляется способами, указанными в разделе лучеиспускания (стр. 240–280).

В простейшем случае газового потока, имеющего истинную температуру T_g и протекающего по трубе или газоходу большого диаметра по сравнению с диаметром пирометра, температуру которого обозначим $T_{\text{п}}$, уравнение теплового баланса на единицу поверхности пирометра имеет вид:

$$q_{\text{изл. г}} + \alpha_k (T_g - T_{\text{п}}) = 4,96p \left[\left(\frac{T_{\text{п}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{ст}}}{100} \right)^4 \right], \quad (41b)$$

где $T_{\text{ст}}$ — температура стенки газохода (абсолютная), а p — степень черноты поверхности стенок; значение p надо брать из табл. 26 (стр. 243). Если обозначить

$$4,96p \left[\frac{\left(\frac{T_{\text{п}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{ст}}}{100} \right)^4}{T_{\text{п}} - T_{\text{ст}}} \right]$$

через $\alpha_{\text{изл.}}$, то можно написать:

$$q_{\text{изл. г}} + \alpha_k (T_g - T_{\text{п}}) = \alpha_{\text{изл.}} (T_{\text{п}} - T_{\text{ст}}), \quad (41c)$$

откуда (пренебрегая $q_{\text{изл. г}}$ как величиной малой сравнительно с q_k)

$$T_g = T_{\text{п}} + \frac{(T_{\text{п}} - T_{\text{ст}}) \alpha_{\text{изл.}}}{\alpha_k}. \quad (41d)$$

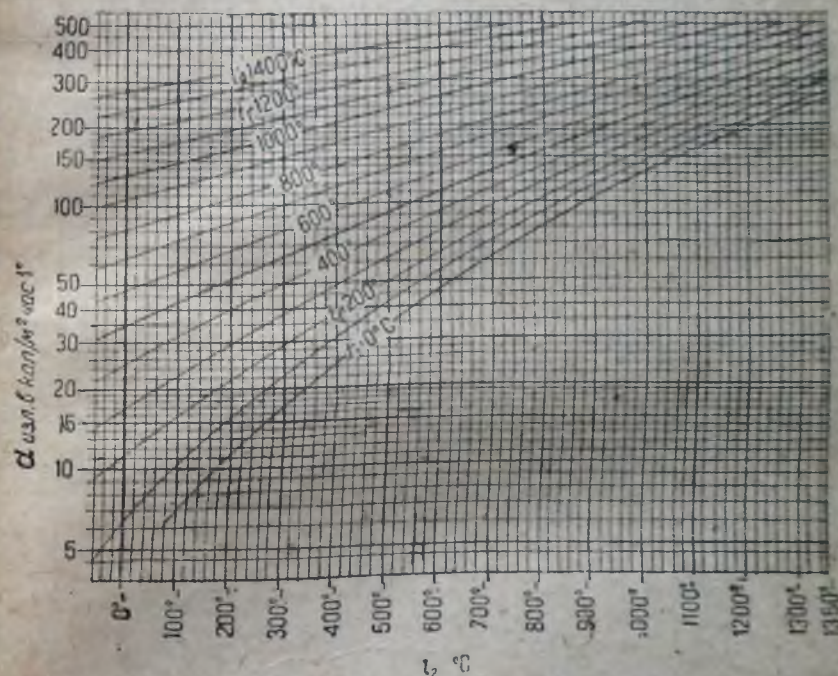


Рис. 15. Номограмма для расчета коэффициента теплопередачи излучением при $p = 1$.

Значения $4,96 \left[\frac{\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4}{T_1 - T_2} \right]$ даны на графике рис. 15.

Снятый с графика рис. 15 отсчет надо помножить на p , чтобы получить $\alpha_{\text{изл.}}$.

Значение множителя $\frac{\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4}{T_1 - T_2}$ дано в табл. А (к рис. 15).

Таблица А

Значение множителя $a = \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4}{T_1 - T_2}$

$T_1 - 273$														
-40	-35	-30	-25	-20	-15	-10	-5	± 0	+5	+10	+15	+20	+30	+40
0,507	0,523	0,540	0,557	0,575	0,593	0,612	0,632	0,652	0,672	0,693	0,715	0,737	0,783	0,831
	0,528	0,556	0,574	0,592	0,611	0,630	0,650	0,672	0,691	0,712	0,734	0,756	0,803	0,852
		0,574	0,592	0,610	0,629	0,649	0,669	0,689	0,710	0,732	0,754	0,777	0,824	0,873
			0,610	0,629	0,648	0,668	0,688	0,709	0,730	0,752	0,774	0,798	0,845	0,892
				0,647	0,667	0,688	0,708	0,729	0,750	0,772	0,796	0,818	0,866	0,917
					0,688	0,708	0,728	0,749	0,771	0,794	0,816	0,840	0,888	0,939
						0,727	0,748	0,770	0,792	0,813	0,838	0,862	0,911	0,963
							0,769	0,791	0,814	0,837	0,861	0,885	0,934	0,986
								0,813	0,836	0,860	0,884	0,908	0,958	1,011
									0,860	0,883	0,907	0,932	0,983	1,036
										0,905	0,930	0,956	1,008	1,061
											0,955	0,981	1,033	1,087
												1,006	1,058	1,114
													1,109	1,169
														1,218

к рис. 15

в уравнении Стефана-Больцмана

$T_1 - 273$														
+60	+80	+100	+120	+140	+160	+180	+200	+250	+300	+350	+400	+450	+500	Температура $T_2 - 273$
0,932	1,048	1,172	1,307	1,453	1,610	1,780	1,963	2,479	3,084	3,787	4,596	5,517	6,558	- 40
0,956	1,064	1,196	1,332	1,479	1,638	1,810	1,993	2,514	3,145	3,829	4,612	5,570	6,578	- 35
0,979	1,095	1,221	1,357	1,507	1,666	1,840	2,024	2,548	3,160	3,871	4,688	5,620	6,672	- 30
1,002	1,118	1,246	1,374	1,535	1,699	1,870	2,057	2,584	3,210	3,918	4,740	5,674	6,730	- 25
1,025	1,143	1,272	1,411	1,562	1,725	1,901	2,089	2,620	3,240	3,960	4,790	5,728	6,785	- 20
1,049	1,159	1,299	1,438	1,521	1,756	1,933	2,122	2,658	3,283	4,008	4,835	5,780	6,850	- 15
1,073	1,193	1,325	1,466	1,621	1,786	1,965	2,156	2,693	3,345	4,053	4,889	5,839	6,910	- 10
1,098	1,220	1,352	1,496	1,651	1,818	1,997	2,190	2,732	3,366	4,100	4,937	5,893	6,971	- 5
1,124	1,246	1,380	1,525	1,681	1,850	2,031	2,225	2,771	3,408	4,147	4,989	5,949	7,030	± 0
1,150	1,276	1,408	1,555	1,712	1,882	2,065	2,261	2,814	3,451	4,196	5,043	6,110	7,094	+ 5
1,176	1,302	1,438	1,585	1,744	1,929	2,099	2,297	2,850	3,495	4,242	5,096	6,062	7,156	+ 10
1,204	1,331	1,463	1,616	1,777	1,950	2,136	2,333	2,891	3,542	4,295	5,150	6,122	7,220	+ 15
1,231	1,359	1,493	1,645	1,806	1,984	2,172	2,371	2,953	3,588	4,343	5,205	6,182	7,281	+ 20
1,289	1,419	1,561	1,714	1,878	2,056	2,247	2,449	3,019	3,684	4,446	5,318	6,307	7,419	+ 30
1,349	1,482	1,627	1,782	1,950	2,129	2,322	2,528	3,107	3,779	4,550	5,432	6,430	7,534	+ 40
1,476	1,615	1,765	1,926	2,100	2,286	2,485	2,698	3,292	3,984	4,770	5,674	6,690	7,834	+ 50
	1,759	1,915	2,082	2,261	2,453	2,659	2,888	3,489	4,196	5,007	5,928	6,965	8,130	+ 60
		2,078	2,249	2,434	2,633	2,844	3,070	3,699	4,422	5,255	6,193	7,251	8,442	+ 100
			2,427	2,620	2,825	3,043	3,275	3,921	4,665	5,512	6,475	7,558	8,766	+ 120
				2,816	3,029	3,254	3,493	4,157	4,921	5,930	6,771	7,875	9,108	+ 140
					3,248	3,479	3,725	4,407	5,190	6,200	7,080	8,210	9,464	+ 160
						3,714	3,971	4,672	5,474	6,385	7,411	8,561	9,842	+ 180
							4,230	4,958	5,774	6,701	7,755	8,928	10,233	+ 200
								5,739	6,596	7,584	8,689	9,922	11,288	+ 220
									7,538	8,572	9,726	11,031	12,465	+ 240
										9,689	10,900	12,260	13,732	+ 260
											12,207	13,620	15,180	+ 280
												15,684	17,385	+ 300
													18,445	+ 320

Газы, движущиеся под прямым углом к пучку труб. Трубы в рядах обычно располагаются в шахматном порядке, благодаря чему контакт с воздухом получается лучше, чем при коридорном расположении. Приведенные ниже уравнения (рис. 15), основанные на данных Carrier и Busey [Trans. Am. S. Mech. Eng., 33, 1035 (1910)] и Reicher [Mitt. Forschungsarb. 269, 20 (1925)], относятся к случаю движения воздуха через подогреватель с шахматным расположением труб, причем минимальное свободное сечение для воздуха составляет примерно 50% общего сечения.

В этом случае

$$\alpha_{cp} = \frac{aG^{0,69}}{D^{0,31}} \quad (42)$$

Число рядов	2	3	4	5	10	20
a	4,5	5,1	5,5	5,8	6,3 выч.	6,3 выч.

где α_{cp} — среднее для всей поверхности подогревателя значение частного коэффициента теплопередачи между трубками и воздухом в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$; G — весовая скорость воздуха через минимальное свободное сечение в $\text{кг}/\text{сек} \cdot \text{м}^2$ и D — наружный диаметр труб в метрах.

Для других газов значение a надо умножить на $c_p 0,24$.

Для коридорного расположения труб

$$\alpha_{cp} = \frac{aG^{0,65}}{D^{0,35}} \quad (43)$$

Число рядов	2	3	4	5
a	3,6	3,8	3,9	3,9

Ребристые трубы. Если частный коэффициент теплопередачи с наружной стороны металлической трубы значительно ниже, чем с внутренней, как например при нагревании воздуха паром, конденсирующимся внутри труб, то ребристые, развитые поверхности нагрева оказываются выгодными, увеличивая количество переданного тепла на единицу длины труб. Опытные данные о теплопередаче в случае движения воздуха снаружи под прямым углом к пучку ребристых труб приближенно выражаются следующим уравнением:

$$K = aG^n,$$

где K выражается в $\text{кал}/\text{час}$ на 1 м^2 всей поверхности, омываемой воздухом, на 1°C разницы температуры между паром и воздухом; G — в $\text{кг}/\text{сек}$ на 1 м^2 минимального свободного сечения пучка труб. Постоянные величины a и n зависят от типа и устройства ребристой поверхности. Для различных заводских типов ребристых труб значение a колеблется от 10,5 до 13,4, а значение n от 0,58 до 0,74. В „Aerofin Bulletin“ (A. I. A., папка 3004) дано следующее уравнение для калорифера высокого давления „Aerofin“:

$$\frac{1}{K} = 0,0037 + \frac{1}{17,8G^{0,8}}, \quad (44)$$

где G — весовая скорость поступающего воздуха, выражаемая в $\text{кг}/\text{сек} \cdot \text{м}^2$. Это уравнение относится к ребристой трубе, общая по-

верхность которой на 1 м длины примерно равна $1,22 \text{ м}^2$. Если требуется вычислить падение температуры внутри ребер, то можно воспользоваться уравнениями Parsons и Hagret [Bur. of Standards, Techn. Pap. 211 (1922)], полученными интегрированием уравнения (3). Для ребристых труб обычного типа это падение температуры вдоль самого ребра составляет только малую долю разности температур стенки трубы и воздуха.

Жидкости снаружи труб

Скудные данные, которые имеются для случая движения жидкости снаружи трубы параллельно ее оси, в общем совпадают с данными для жидкостей, движущихся внутри труб, в том случае, когда в соотношениях, приведенных на стр. 198, D означает эквивалентный диаметр, т. е. диаметр круглой трубы с одинаковым гидравлическим радиусом.

Опытных данных, касающихся важнейшего практического случая движения жидкости под прямым углом к трубам (например в теплообменниках, снабженных перегородками) не опубликовано.

Обычно пользуются уравнением:

$$\frac{\alpha D}{k} = a \left(\frac{DG}{k} \right)^n \cdot \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^m; \quad (45)$$

обозначения даны на стр. 198. Постоянные величины этого уравнения a , m и n определяются путем опытов над соответствующими типами и конструкциями теплообменников. В бюллетене Ross Heater and Manufacturing Co № 350, 1931 г., рассматривающем вопросы механического конструирования теплообменников, указывается, что по их неопубликованным опытам установлено, что для жидкостей с малой вязкостью перегородки с отверстием предпочтительнее, а для жидкостей с большой вязкостью оказываются лучше перегородки типа кольцо-диск или полукруглые (в виде полумесяца), а также спиральные.

Пленки жидкостей на наружной поверхности горизонтальных труб. Van der Ploeg [Zeitschrift Deut. Ges. Kälte-Ind. 37, 63 (1930)] опытным путем определил, что коэффициент α для водной пленки в случае орошения пучка горизонтальных труб в 5 — 15 рядов возрастает с 2440 до 3170 $\text{кал}/\text{час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ при увеличении количества орошающей воды от 890 до 1480 $\text{кг}/\text{час}$ на 1 м длины трубы. Для воды Van der Ploeg дает следующее эмпирическое уравнение:

$$\alpha = 224C^{0,27} \frac{(1,317 + 0,0178t)}{D^{0,05}}, \quad (46)$$

где α — в $\text{кал}/\text{час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, C — количество воды в $\text{кг}/\text{час}$ на 1 м длины трубы, t — температура в $^\circ\text{C}$, D — сумма диаметров труб в одном вертикальном ряду в метрах. При таких же количествах орошающей смеси глицерина и воды значение α меняется в пределах от 880 до 2440 в зависимости от процента глицерина, который при опытах не определялся.

Пленки воды на вертикальных поверхностях

Для количеств воды, меньших 2400 кг/час на 1 м² сечения, Нуссельт [Z. V. D. I. 67, 296 (1923)] дает теоретическое уравнение для α между водой и твердой поверхностью, считая распределение воды равномерным и течение ламинарным. Для воды при 20°, стекающей по вертикальным поверхностям высотой от 0,6 до 1,8 м им получены следующие результаты:

$$\frac{C}{a} = \frac{150}{3900} \quad \frac{300}{3180} \quad \frac{600}{2600}$$

где C — количество орошающей воды в кг/час на 1 м смоченного периметра и a — в кал/час · м² · °C.

Общие значения K от пара к воде даны на стр. 203.

Естественная конвекция

Для общего случая свободной или естественной конвекции тепла между твердым телом и жидкостью (газом), без перемены агрегатного состояния Nusselt, Davis, Rice и ряд других исследователей дают следующее уравнение в однородных единицах (см. стр. 187):

$$\frac{\alpha_k D}{\lambda} = \frac{1}{a} \left[\frac{D^3 \gamma^2 \beta g \Delta t}{\mu^2} \right]^n \left[\frac{c_p \mu}{\lambda} \right]^m, \quad (47)$$

где α_k — коэффициент теплопередачи конвекцией, λ — теплопроводность жидкости, a — эмпирическая константа, Δt — разность температур поверхности тела и жидкости, D — характеристика геометрической формы (например диаметр цилиндра), β — объемный коэффициент термического расширения жидкости, γ — удельный вес, c_p — теплоемкость, μ — абсолютная вязкость жидкости и g — ускорение силы тяжести.

Для очень тонкой проволоки, когда толщина (B) пленки жидкости ¹ велика по сравнению с диаметром проволоки, Rice подставляет значение $\frac{D}{B}$ вместо $\frac{\alpha_k D}{\lambda}$, но для труб употребляет $\frac{aD}{\lambda}$.

Одиночный горизонтальный цилиндр, погруженный в жидкость. Для труб с большим отношением длины к диаметру Rice дает следующие значения констант в уравнении (47):

$$a = 2,60, \quad n = 0,7 \quad \text{и} \quad m = 0,25$$

и для приближенных вычислений:

$$a = 2,12; \quad n = m = 0,25$$

На рис. 16 дан график, построенный по приближенному уравнению Rice, причем температура пленки (среднее арифметическое тем-

¹ Здесь B — толщина слоя жидкости, эквивалентная по величине термического сопротивления сопротивлению пограничного слоя, если считать, что через слой B тепло передается только теплопроводностью. Прим. ред.

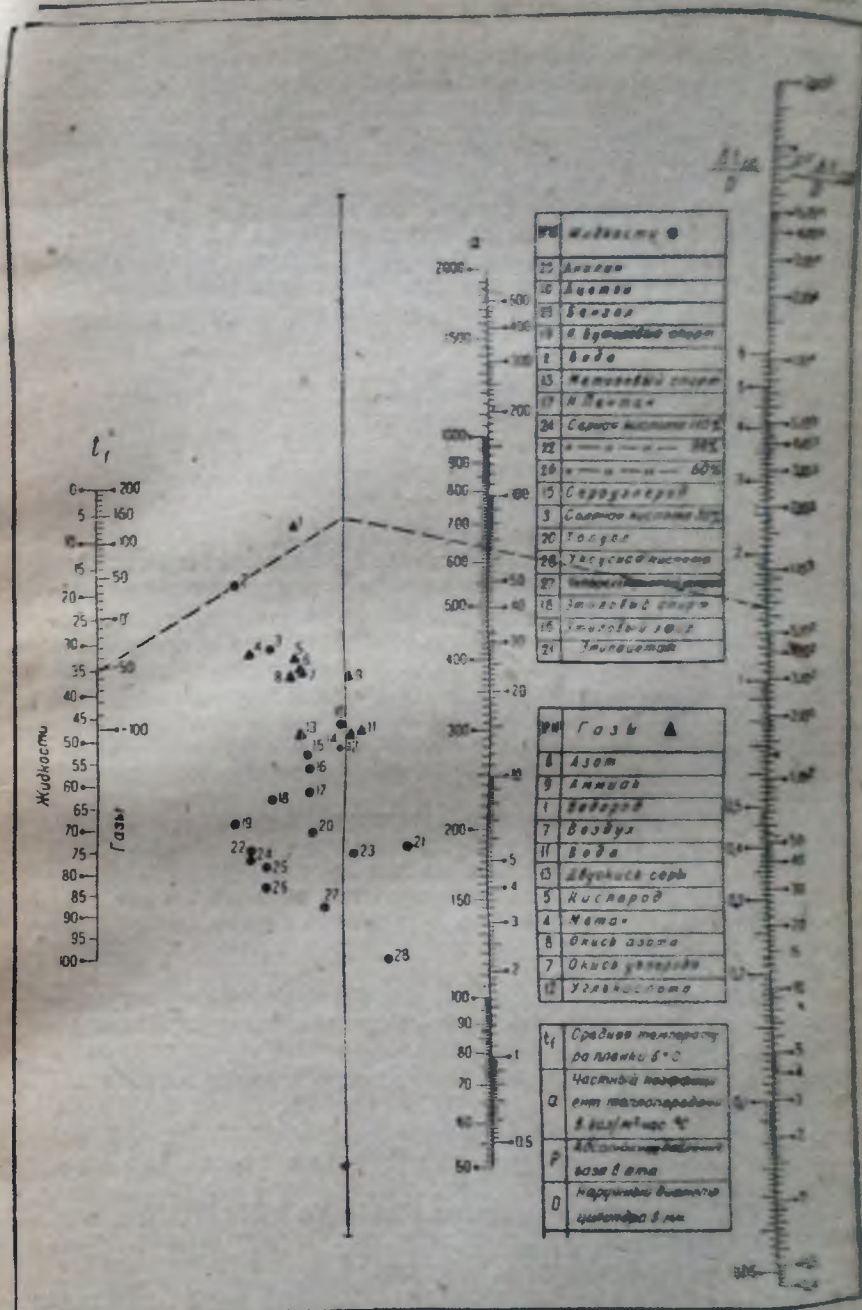


Рис. 16. Номограмма для определения коэффициентов теплопередачи свободной конвекцией для жидкостей и газов (случай горизонтального цилиндра).

температуры стенки и жидкости) выражена в °C, разность температур — в °C, абсолютное давление выражено в атмосферах, и диаметр трубы в мм. Опытные данные относятся к воздуху, водороду, углекислому газу, анилину, четыреххлористому углероду, глицерину, оливковому маслу, толуолу; для облегчения экстраполяции нанесен ряд точек и для других жидкостей.

Жидкости, обтекающие поверхности различной формы. Heilmann, основываясь на данных Griffiths и Davis для газов [Spec. Rept. 9., Food Investigation Board, Great Brit.], а также на своих собственных, дает поправки, при помощи которых значения α (рис. 16) можно применять для поверхностей различной формы путем умножения их на приводимые ниже числа:

Горизонтальная плоскость, обращенная вниз	0,87
Длинный вертикальный одиночный цилиндр	1,22
Одиночная вертикальная пластинка	1,36
Горизонтальная плоскость, обращенная вверх	1,75
Шар	1,78

Опыты Griffiths, Davis (loc. cit.) и Schmidt [Z. Deut. Ges. Kälte-Ind. 35, 213 (1928)] показывают, что α_k для вертикальной плоскости не меняется при наличии параллельной плоскости, удаленной более чем на 20 мм. Griffiths и Davis измерили также теплопередачу двух плоскостей, отделенных друг от друга абсолютно замкнутой воздушной зоной, толщиной от 1 до 50 мм и высотой от 0,63 до 1,25 м. В таких условиях передача тепла конвекцией зависит исключительно от разности температур и составляет примерно 60% от количества тепла, переданного в случае одиночной вертикальной пластинки.

Потери тепла одновременно лучеиспусканием и конвекцией. Потери тепла поверхностями обусловлены не только естественной конвекцией омывающих их газов, но и в значительной степени радиацией. Только в случае отдачи тепла очень тонкими проволоками радиация не играет большой роли. В остальных случаях потери тепла радиацией при комнатной температуре могут составлять половину и более от общей потери.

Количество тепла, излучаемого поверхностью тела на окружающие стенки, может быть выражено через коэффициенты теплопередачи лучеиспусканием $\alpha_{изл}$, численное значение которых получается путем умножения ординаты рис. 15 на степень черноты тела или его излучательную способность (табл. 26 на стр. 213).

Полученное таким образом значение $\alpha_{изл}$ прибавляется к α_k и дает общий коэффициент β теплопередачи конвекцией и лучеиспусканием.

В табл. 13, основанной на данных Heilmann и McMillan, приведены значения $\beta = \alpha_k + \alpha_{изл}$ для одиночных горизонтальных стальных труб, поверхность которых окислена.

Данными табл. 13 можно воспользоваться при подсчете потерь тепла изолированной горизонтальной паровой трубой, применяя уравнение (21) (стр. 183), как показано в нижеследующем примере.

Пример. Стандартная 50-миллиметровая горизонтальная стальная труба (диаметр 50 мм) покрыта слоем изоляции в 50 мм, $\lambda = 0,06$ кал/час·м·°C/м. Пар конденсируется внутри трубы при 188°; температура помещения 27°.

Найти потери тепла в кал/час на 30 м трубы: а) без изоляции, б) изолированной, как указано выше.

По уравнению (21), стр. 183, для неизолированной трубы главное сопротивление равно $\frac{1}{\alpha_k S_k}$; поэтому с достаточной точностью:

$$q = (t_1 - t_2) (\alpha_k + \alpha_{изл}) \cdot S_k = (188 - 27) (16,6) \cdot (3,14 \cdot 0,06 \cdot 30) = 15\,200 \text{ кал/час.}$$

Значение $(\alpha_k + \alpha_{изл} = \beta)$ найдено по табл. 13 путем интерполяции для 50-миллиметровой трубы и температурной разности в 161°.

Для изолированной трубы главные сопротивления $\frac{t_1}{\lambda S_k}$ и $\frac{1}{\alpha_k S_k}$.

Таблица 13

Значения $\beta = \alpha_k + \alpha_{изл}$

(β выражено в кал/час·м²·°C разности температур поверхности трубы и помещения)

(Для горизонтальных стальных труб разных размеров при температуре помещения 27,2°)

Диаметр трубы в мм	Разность температур в °C							
	5°	10°	15°	20°	25°	30°	35°	40°
0,0254 0,0760 0,1270 0,2540	10,00 9,12 — 7,98	10,25 9,32 — 8,18	10,56 9,52 — 8,48	10,756 9,72 — 8,976	11,016 9,92 9,39 9,08	11,218 10,167 9,607 9,29	11,412 10,246 9,787 9,45	11,600 10,455 9,985 9,614
Диаметр трубы в мм	Разность температур в °C							
	45°	50°	75°	100°	125°	150°	175°	200°
0,0254 0,0760 0,1270 0,2540	11,709 10,618 10,143 9,776	11,982 10,807 10,321 9,938	12,68 11,715 11,21 10,78	14,09 12,79 12,29 11,93	15,25 13,95 13,45 12,85	17,39 16,05 15,49 15,06	18,015 16,715 16,056 15,686	19,516 18,306 17,50 17,216
Диаметр трубы в мм	Разность температур в °C							
	225°	250°	275°	300°	325°	350°	375°	400°
0,0254 0,0760 0,1270 0,2540	21,20 19,60 19,03 18,80	23,00 21,60 — —	24,78 23,38 — —	26,95 25,23 — —	28,80 27,20 — —	30,83 29,16 — —	32,875 31,21 — —	34,75 33,26 — —

По уравнению (5) среднее значение S для изоляции будет:

$$(30 \cdot 3,14) \frac{0,160 - 0,06}{2,3 \lg \frac{0,16}{0,06}} = 9,8 \text{ м}^2$$

и наружная поверхность равна:

$$30 \cdot 3,14 \cdot 0,16 = 15,3 \text{ м}^2.$$

Отсюда, если

$$\alpha_k + \alpha_{\text{изл}} = \beta = 8,8$$

$$q = \frac{188 - 27}{\frac{0,05}{0,06 \cdot 9,8} + \frac{1}{8,8 \cdot 15,3}} = \frac{161}{0,0868 + 0,0074} = 1710 \text{ кал/час}$$

на 3) и изолированной трубы. Принимая $\alpha_k + \alpha_{\text{изл}} = 8,8$ для наружного диаметра в 160 мм, получаем тепловое сопротивление с внешней стороны трубы 0,0074, что составляет 7,8% от полного сопротивления (равного 0,0942).

Таким образом соответствующий перепад температур от наружной поверхности трубы к воздуху должен быть равен $0,078 \cdot 161 = 12,6^\circ$; экстраполируя данные табл. 13, можно видеть, что для этих условий ($\alpha_k + \alpha_{\text{изл}}$) как раз составляет около 8,8. Так как тепловое сопротивление от поверхности трубы и воздуха составляет столь малую долю (всего 7,8%) от общего сопротивления, то нет необходимости в дальнейшем уточнении решения.

Как указывалось выше (стр. 212), графиком рис. 16 можно пользоваться для предсказания значений α_k от одиночного горизонтального цилиндра к жидкости. Но если паровые змеевики различных форм погружены в резервуар с жидкостью, то значения α_k будут зависеть как от формы и расположения змеевиков, так и от действия мешалок, скребков, отложения осадка (накипи) и пр. (стр. 199). Общие коэффициенты приведены на стр. 234 и 236.

Конденсирующиеся пары

Конденсация паров жидкостей на горизонтальных трубах. Nusselt (Z. V. D. Ing. 60, 541, 569 (1916)) дает следующие теоретические уравнения для конденсации насыщенного пара снаружи одиночной горизонтальной трубы. Течение конденсата принимается ламинарным, и влияние скорости пара не учитывается:

$$\alpha' = 0,693 \lambda \sqrt[3]{\frac{\gamma^2 g \cdot \sin \varphi}{C \mu}}; \quad (48)$$

$$\alpha = 0,725 \sqrt[4]{\frac{r \gamma^2 \lambda^3 g}{\mu D \Delta t}}; \quad (49)$$

где α' — местный коэффициент, выраженный в $\text{кал/час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ в заданной точке; α — среднее значение коэффициента для всей трубы; r — скрытая теплота парообразования в кал/кг ; γ — удельный вес конденсата в кг/м^3 ; λ — теплопроводность конденсата в $\text{кал/час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C/м}$; g — ускорение силы тяжести $= 1,27 \cdot 10^9 \text{ м/с}^2$; μ — вязкость конденсата в $\text{кг/м} \cdot \text{час} = 3,6 \times \text{вязкость в сантипуазах}$; D — наружный диаметр в метрах; Δt — разность температур пара и стенки в $^\circ\text{C}$; C — вес кон-

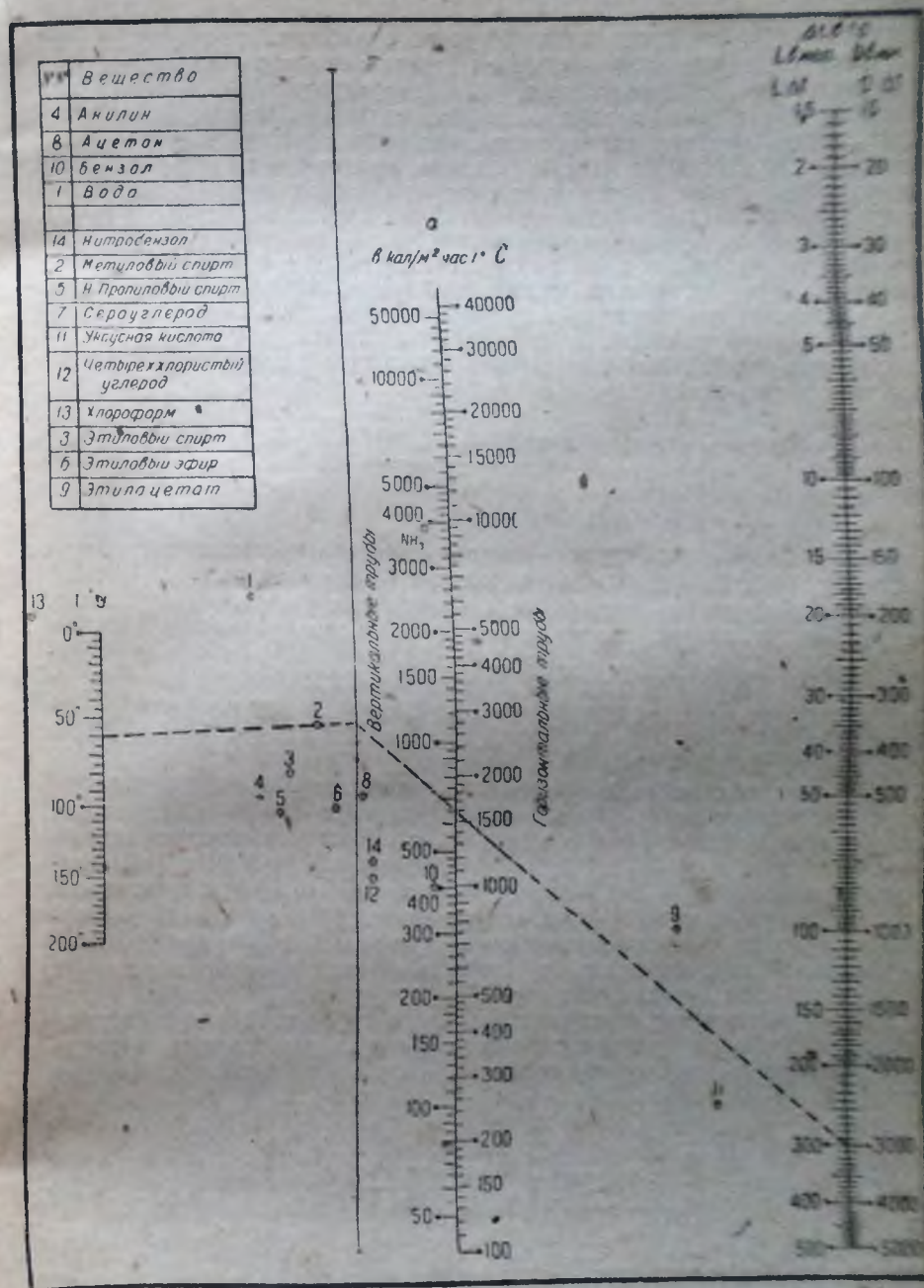


Рис. 17. Номограмма для определения частных коэффициентов теплопередачи от конденсирующихся паров (по уравнению Нуссельта) (о вертикальных трубах см. стр. 216).

денсата, образующегося в данной точке, отнесенный на единицу длины периметра в $\text{кг} \cdot \text{час} \cdot \text{м}^{-1}$; φ — угол с горизонталью в данной точке.

Как и во всех уравнениях, удовлетворяющих требованиям теории размерностей, вышеуказанную систему единиц измерения можно заменить другой, не изменяя при этом числовых коэффициентов (см. табл. на стр. 188). Значения λ , γ и μ взяты при средней арифметической температуре пара и стенки, r взято при температуре насыщенного пара. На рис. 17 дана номограмма для горизонтальной трубы, построенная на основании уравнения (49).

Для насыщенного пара Schack показал [Der industrielle Wärmeübergang, стр. 189, Verlag Stahleisen, G. m. b. H. Дюссельдорф, 1929], что уравнение для одиночных горизонтальных труб сводится к уравнению (50), что совпадает с данными McAdams и Frost [см. Ind. Eng. Chem. 14, 1 (1922)] для конденсации пара на отдельной горизонтальной трубе; по Schack

$$\alpha = \frac{4460 + 17,7\Delta t}{\sqrt[3]{D \cdot \Delta t}} \quad (50)$$

где α — в $\text{кал}/\text{час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, Δt — разность температур насыщенного пара и стенки в $^\circ\text{C}$, D — наружный диаметр трубы в метрах.

Если практически полученные коэффициенты оказываются больше, чем теоретические их значения, вычисленные по уравнению (49), то разница объясняется либо возможным турбулентным течением конденсата [Monrad и Badger, Ind. Eng. Chem., 22, 1103 (1930)] в наружной части слоя, либо образованием конденсата в виде капель, а не в виде пленки [Schmidt, Schurig, Sellschopp, Techn. Mech. Thermodynam. 1, 2, 53 (1930)].

Экспериментальные величины α со стороны пара для конденсаторов с несколькими рядами горизонтальных труб нет, но общие коэффициенты, полученные путем наблюдения над многотрубчатыми конденсаторами, дают значения α , приблизительно совпадающие с уравнением (49). Теоретически значение α для многотрубчатых конденсаторов получается путем деления α , вычисленного по уравнению (49), на корень четвертой степени из числа расположенных друг над другом трубок. Общие коэффициенты теплопередачи от паров аммиака к воде для аммиачных конденсаторов приведены на стр. 238.

Конденсация паров на вертикальных трубах. Для конденсации насыщенного пара на вертикальных или наклонных плоских стенках или на вертикальных трубах среднего и большого диаметра имеется следующее уравнение (Nusselt):

$$\alpha = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r \gamma^2 \lambda^3 g \sin \varphi}{\mu L \Delta t}} \quad (51)$$

где L — высота в метрах, φ — угол между осью трубы и горизонталью; все остальные обозначения те же, что и в уравнении (49). Уравнение для вычисления α' в заданном сечении вертикальной трубы приведено на стр. 222 (уравнение 57). На номограмме рис. 17 также даны теоре-

тические значения α для вертикальных труб, вычисленные по уравнению (51).

Значительно большие величины частного коэффициента теплопередачи для вертикальных поверхностей, чем вычисленные по уравнению (51), дают Monrad и Badger [Ind. Eng. Chem. 22, 1103 (1930)]. Повидимому уравнение (51) дает слишком преуменьшенные значения.

* Последние работы по этому вопросу¹ приводят к заключению, что уравнение Нуссельта, справедливое для условий ламинарного течения пленки конденсата, в практических случаях дает преуменьшенные значения α . При значениях $\left(\frac{\lambda C}{\mu}\right)$ больших 2000 течение в слое конденсата переходит в турбулентное и величины α возрастают. *Доб. ред.*

Phillipp [Thesis, Univ. of Mich (1926)], конденсируя пар на поверхности вертикальных труб при разностях температур от 4 до 25°, получил значения частного коэффициента теплопередачи в пределах от 12 200 до 14 700 $\text{кал}/\text{час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$. При конденсации паров дифенила на поверхности вертикальной трубы Badger, Monrad и Diamond [Ind. Eng. Chem. 22, 700 (1930)] получили значение коэффициента α от 975 до 1 950 $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{час}$, при разности температур от 2,8 до 83°. Значение α для паров дифенила может быть выражено следующим уравнением:

$$\alpha = 976 + 10,1\Delta t \quad (52)$$

где α — коэффициент для пленки дифенила в $\text{кал}/\text{час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, Δt — разность температур между дифенилом и стенкой в $^\circ\text{C}$.

Общие коэффициенты теплопередачи от конденсирующегося аммиака к воде в трубчатых конденсаторах приведены на стр. 238.

Влияние перегрева паров. Если температура стенки выше температуры насыщенного при данном давлении пара, то конденсация на стенке не будет, и такой случай следует рассматривать как теплопередачу между твердым телом и газом (стр. 205).

Конденсация будет иметь место, если температура поверхности стенки ниже температуры конденсации насыщенного пара при данном давлении. Если температура стенки ниже температуры насыщения, перегретый пар передает теплоту лишь немного лучше, чем насыщенный пар при той же температуре стенки и том же давлении. Так, Merkel [„Die Grundlagen der Wärmeübertragung“, стр. 151, 1927] показал, что при перегреве пара на 100° выше температуры конденсации, теплопередача только на 30% больше, чем при насыщенном паре, при одинаковом давлении пара и температуре стенки. Отсюда вытекает, что мы делаем небольшую ошибку, вычисляя для перегретого пара скорость перетока тепла на единицу поверхности путем умножения коэффициента теплопередачи для насыщенного пара (стр. 217) на разность температуры насыщения и температуры стенки.

¹ Jacob M., Z. V. D. I. 76, 1161 (1932); Jacob, Erk, Eck, Fensch, Gebiete Ingenieurwes. 3, 161 (1932); Hebbard, Badger, Ind. Eng. Chem. 26, 420 (1934); Kitchbride, Ind. Eng. Chem. 26, 425 (1934); Cooper, Drew, McAdams, Ind. Eng. Chem. 26, 428 (1934); Colburn, Ind. Eng. Chem. 26, 432 (1934). *Прод. ред.*

ператур изменялся в опытах от 44 до 103, что при сопоставлении с w дает следующее эмпирическое уравнение:

$$\alpha_g = 31,3 + 0,322 w, \quad (55)$$

а сопоставление α_g с логарифмическим средним давлением воздуха $p_{г. ср.}$ в мм ртутного столба дает такое эмпирическое соотношение:

$$\alpha_g = \frac{1,34 \cdot 10^6}{p_{г. ср.}^{1,61}}, \quad (56)$$

где $p_{г. ср.}$ меняется в пределах от 220 до 620 мм рт. ст.

Отсутствие достаточных опытных данных не позволяет определить, зависит ли α только от w , $p_{г. ср.}$ или тоже и от физических свойств.

Вертикальные трубы, принудительная и свободная конвекция. Colburn и Hougden [Ind. Eng. Chem. 22, 522 (1930)] производили опыты над насыщенными смесями светильного газа с водяным паром, протекающими при атмосферном давлении в вертикальном кольцевом пространстве между внешней трубой с внутренним диаметром 0,178 и внутренней трубой с наружным диаметром в 0,089 м. Их данные охватывают весовые скорости в пределах от 0,005 до 1,71 кг/сек·м², температуры от 38 до 99° и концентрации от 35 до 90% воздуха по объему.

Для вычисления падения температуры в слое конденсата они применили теоретическое уравнение Nusselt (выраженное в однородных единицах измерения) для местного значения α_g в любой точке аппарата:

$$\alpha' = \lambda \sqrt[3]{\frac{\gamma^2 g}{3C\mu}}, \quad (57)$$

где α' — частный коэффициент теплопередачи через пленку конденсата в кал/час·м²·°С, λ — теплопроводность конденсата в кал/час·м·°С, γ — удельный вес конденсата в кг/м³, g — ускорение силы тяжести = 1,27·10⁸ м/час², C — весовое количество конденсата, протекающего на единицу длины периметра в кг/м·час, μ — вязкость конденсата в кг/м·час.

Colburn и Hougden нашли, что сопротивление диффузии паровых пленок выражается различными эмпирическими уравнениями при значениях весовой скорости, больших определенной переходной величины G_c и меньших ее. Критическая величина G_c оказалась равной для длинных теплообменников 1700 кг/час·м² при паровоздушных смесях и 1420 при смесях пара и светильного газа (молекулярный вес газа был равен 18,8). Colburn рекомендует приведенные ниже уравнения для газопаровой смеси, текущей сверху вниз в длинном теплообменнике. При течении смеси снизу вверх полученные из уравнений коэффициенты надо помножить на 1,25.

Данные Colburn'a выражаются значениями коэффициента \mathfrak{K} , определяемого уравнением:

$$W = \mathfrak{K} \cdot S \cdot \Delta p_r,$$

где W — количество килограммов конденсата в час,

\mathfrak{K} — количество конденсата в кг/м²·час при разности парциальных упругостей в 1 мм рт. ст.,

S — поверхность конденсации в м² и Δp_r — разность парциальных упругостей диффундирующего компонента в мм рт. ст.

Для скоростей выше G_c :

$$\mathfrak{K} = \frac{19 \cdot G^{0,8} \cdot M_p}{p_{г. ср.} M_{см} D^{0,2}}. \quad (58)$$

Для скоростей ниже G_c :

$$\mathfrak{K} = \frac{0,368 \cdot M_p (\Delta p)^{\frac{1}{3}} P^{\frac{1}{3}}}{p_{г. ср.} \cdot M_{см}}. \quad (59)$$

Результаты можно выразить и уравнениями для общего коэффициента теплопередачи $\alpha_{Тп}$, но только для насыщенных паровоздушных смесей.

Для скоростей выше G_c :

$$\alpha_{Тп} = \frac{13550 G^{0,8} p_{п. ср.}}{p_{г. ср.} M_{см}}. \quad (60)$$

Для скоростей ниже G_c :

$$\alpha_{Тп} = \frac{160 (\Delta t)^{\frac{1}{4}} p_{п. ср.}}{p_{г. ср.}}. \quad (61)$$

Здесь $\alpha_{Тп}$ — коэффициент теплопередачи газопаровой пленки в кал/час·м² на °С падения температуры в газопаровой пленке, M_p — молекулярный вес пара (для воды, равный 18), M_r — молекулярный вес несжижаемого газа (29 — для воздуха и 18,8 — для светильного газа), $M_{см}$ — средний молекулярный вес смеси газа и пара; $p_{г. р.}$ — парциальная упругость несжижаемого газа на поверхности слоя конденсата в мм рт. ст., $p_{г. м.}$ — парциальная упругость несжижаемого газа в основной массе смеси в мм рт. ст., $p_{г. ср.}$ — логарифмическое среднее $p_{г. р.}$ и $p_{г. м.}$ в мм рт. ст., $p_{п. р.}$ — парциальная упругость пара на поверхности слоя конденсата в мм рт. ст., $p_{п. м.}$ — парциальная упругость пара в основной массе газа в мм рт. ст., $p_{п. ср.}$ — логарифмическое среднее $p_{п. р.}$ и $p_{п. м.}$ в мм рт. ст., Δt — разность температур основной массы газа и пограничного слоя в °С, G — весовая скорость газопаровой смеси в кг/м²·сек, P — общее давление в мм рт. ст.

* В своей последней работе Colburn [Ind. Eng. Chem. 26, 1179 (1934)] указывает, что коэффициенты теплопередачи от смеси паров с неконденсирующимися газами значительно изменяются вдоль поверхности охлаждения. В приводимом им примере величина K изменялась от 1920 до 290, а частный коэффициент α от паровоздушной смеси изменялся от 27400 до 370 на различных участках одной и той же поверхности охлаждения. Никакого соотношения между средней разностью температур пара и воды и количеством переданного тепла установить нельзя.

Правильно рассчитать поверхность охлаждения можно лишь методом графического интегрирования, вычислив достаточное число местных значений α_T (ур-ние 60). В указанной выше статье дан пример такого расчета; ошибка от применения обычных формул может по Colburn достигнуть 300%. *Доб. ред.*

Прочие газы и пары в горизонтальных и вертикальных трубах; принудительная циркуляция. Опытных данных об охлаждении смесей несжижаемых газов и паров (неводных) нет. Для этих условий можно рекомендовать теоретическое уравнение Colburn [Ind. Eng. Chem. 22, 967 (1930)] для турбулентного течения в длинных горизонтальных или вертикальных трубах:

$$\mathfrak{R} = \frac{fGM_{\text{см}}}{2M_{\text{см}} p_{\text{г. ср}} \Phi}, \quad (62)$$

$$\Phi = 1 - r + r \left(\frac{\mu_f}{\gamma_{\text{см}} d} \right), \quad (63)$$

где \mathfrak{R} — количество конденсата в единицу времени на единицу поверхности на единицу разности давлений; $M_{\text{см}}$ — молекулярный вес газопаровой смеси в основной массе; f — коэффициент трения в уравнении Fanning, $p_{\text{г. ср}}$ — логарифмическая средняя парциальная упругость газа в слое, μ_f — вязкость парогазового слоя, d — коэффициент диффузии пара через газ, выраженный в объемных единицах¹, $\gamma_{\text{см}}$ — удельный вес газовой смеси².

Значения делителя Φ в выражении Colburn (при рекомендованном Colburn значении $r = 5,9 \sqrt{f} = 0,53$, где f — коэффициент трения в трубе) для различных бинарных систем даны в табл. 14.

Таблица 14

Значения $(\mu_f/\gamma_{\text{см}} d)$ и Φ
(для уравнения 63)

Пар	Газ	$\mu_f/\gamma_{\text{см}} d$		Φ при $r = 0,53$	
		100% пара	100% газа	100% пара	100% газа
H ₂ O	Воздух	0,56	0,60	0,77	0,79
H ₂ O	Водяной газ	0,44	0,44	0,70	0,70
NH ₃	H ₂	0,21	1,57	0,58	1,30
NH ₃	Воздух	0,62	0,67	0,80	0,82
NH ₃	CO ₂	0,85	0,48	0,92	0,72
NH ₃	Бутан	0,95	0,24	0,97	0,60
SO ₂	Воздух	0,35	1,15	0,66	1,08
NO ₂	Воздух	0,77	0,98	0,88	0,99
C ₂ H ₆	H ₂	0,067	3,20	0,51	2,17
C ₂ H ₆	Воздух	0,26	1,75	0,61	1,40
C ₂ H ₆	CO ₂	0,37	1,31	0,67	1,16

¹ Новейшие значения d даны J. H. Arnold [Ind. Eng. Chem. 22, 1091 (1930)].

² В уравнении (62) можно применять любую однородную систему единиц.

Теоретическое уравнение (63) хорошо согласуется с уравнением для смеси воздуха и водяного пара при турбулентном течении в вертикальном кольцевом пространстве. Уравнение (63) аналогично уравнению Прандтля для охлаждения или нагревания жидкостей при турбулентном течении их по трубам.

* Экспериментальные данные в табличной форме для теплопередачи от смеси конденсирующихся паров см. Ind. Eng. Chem. 25, 1334 (1933). Общих выводов по этим данным в настоящее время еще сделать нельзя. *Доб. ред.*

Кипящие жидкости

Коэффициенты теплопередачи для пленки кипящей жидкости. Имеется очень немного данных о пленочных коэффициентах теплопередачи от металла к кипящей жидкости. В этом разделе значения α выражаются в кал/час · м² · °С разности температуры стенки и кипящей жидкости.

Лабораторные исследования Bryant [Proceedings Inst. Civ. Eng. 132, 284, Pt. 2 (1897—1898)] при постоянных значениях Δt показывают значительные колебания α в зависимости от чистоты поверхности нагрева. Полученные в лабораторных опытах Holborn и Dittmerberger [Z. V. D. I. 44, 1724 (1900)] значения α от красной меди к кипящей воде передаются эмпирической формулой: $\alpha = 9350 - (8000/\Delta t)$. Данные Austin [Engineering 77, 1 (1904)] получены путем опытов с небольшим опытным испарителем; теплота передавалась через вертикальную железную стенку высотой примерно 0,25 м.

Таблица 15

α для вертикальной железной плоской стенки и кипящей воды
при $t = 100^\circ$

$\Delta t, ^\circ\text{C}$	1,1	2,2	4,45	6,9
α (жидкость не перемешивается)	2 200	3 080	4 100	5 000
α (жидкость перемешивается при 200 об/мин.)	6 700	6 640	6 400	—

Dunn и Vincent [Thesis, Mass. Inst. Techn., 1931], применяя нагреваемую снизу медную пластинку толщиной в 6,4 мм и диаметром в 100 мм для трех различных жидкостей, кипевших под атмосферным давлением, получили значения α , приведенные в табл. 16.

Таблица 16

Значения α при передаче тепла от горизонтальной медной пластинки к кипящей жидкости

Δt со стороны жидкости, °C	5,5	8,3	11	14	16,7	19,5	22,2	25	28
α — кипящая вода . .	3 590	6 150	10 400	—	—	—	—	—	—
α — кипящий метанол .	—	—	1 120	1 610	2 400	4 050	10 500	—	—
α — кипящий толуол .	—	—	—	900	960	1 040	1 170	1 400	2 025

Конечно эти отдельные коэффициенты нельзя применять для расчета заводских испарителей, так как там важное значение имеют такие факторы, как устройство поверхности нагрева, зависимость между поверхностью нагрева и объемом жидкости и т. п.; однако показательно влияние разности температур, рода жидкости и состояния поверхности нагрева (см. также стр. 230).

Общие коэффициенты. Данные Pridgeon и Badger [Ind. Eng. Chem. 16, 474 (1924)] относятся к большому опытному выпарному аппарату горизонтального типа, с трубками, погруженными в жидкость и имеющими наружный диаметр 22 мм. Из табл. 17, составленной по кривым этих исследователей, ясно, что общая разность температур, чистота и род поверхности нагрева имеют важное значение.

Таблица 17

Общий коэффициент теплопередачи (K) от конденсирующегося пара к кипящей воде в кал/м²·час·°C

Общая разность температур, °C (Δt)	10	15	20	25	30
K — ржавое железо . .	1 370	1 460	1 580	1 700	1 820
K — чистое железо . .	1 460	1 880	2 250	2 600	2 970
K — слегка загрязненная медь	2 850	3 800	4 650	5 500	—
K — полированная медь	4 000	5 400	7 200	8 900	10 400

Позднейшие опыты с медными трубами после очистки их кислотой дали значения K для дистиллированной воды до 15 000 при $\Delta t = 21^\circ$; однако получить такое высокое значение K довольно трудно.

Имеются данные, показывающие, что при той же общей разности температур значение K от конденсирующегося пара к кипящей воде увеличивается по мере повышения температуры кипения, зависящей в свою очередь от повышения давления. Значения K от конденсирующегося пара к кипящей воде, при заданной общей разности темпе-

ратур, могут меняться по крайней мере в два раза в зависимости от различия типа и конструкции испарителя.

Вообще же рекомендуется, прежде чем конструировать испаритель, провести опыты при заданных условиях с моделью запаривающего аппарата. Дополнительные значения K даны на стр. 232.

Считая, что нарастание накипи на поверхности нагрева испарителя пропорционально общему числу калорий тепла Q , переданных в моменту времени t через эту поверхность, W. L. McCabe и C. E. Robinson [Ind. Eng. Chem. 16, 478 (1924)] показали, что

$$\frac{1}{K^2} = a + bt, \quad (64)$$

где a и b — эмпирические константы и K — общий коэффициент теплопередачи. В тех случаях, когда опытные данные соответствуют этому уравнению, можно вычислить оптимальную продолжительность цикла работы от чистки аппарата до следующей чистки по следующему уравнению, имея данные о стоимости работы и очистки:

$$Q = \frac{S(\Delta t)2[\sqrt{a+ab} - \sqrt{a}]}{b}, \quad (65)$$

где Q — оптимальное общее число калорий, переданных за t часов через поверхность нагрева (см. отд. 3, стр. 317).

Оптимальные условия при теплообмене

Оптимальная скорость. При проектировании трубчатых теплообменников для нагревания или охлаждения жидкостей конструктор обычно может задаваться скоростями протекающей жидкости в широких пределах.

Общую стоимость нагревания обычно вычисляют для нескольких скоростей, выбирая затем для окончательного проектирования оптимальную скорость, дающую минимальную стоимость. Но при предварительном проектировании можно ограничиться приблизительными данными и обойтись без вышеуказанного расчета, вычисляя оптимальную скорость по уравнениям и графикам.

Считая, что термическое сопротивление от стенки трубы к жидкости является главным, решающим, принимая турбулентное течение жидкости по трубам, так, что частный коэффициент теплопередачи изменяется как 0,8-я степень весовой скорости жидкости, т. е. полагая

$\alpha = aG^{0.8}$ и принимая коэффициент трения $f = 0,0161 \left(\frac{DG}{\tau}\right)^{-0.25}$, Lewis, Ward и Voss [Ind. Eng. Chem. 16, 467 (1924)] вывели следующее уравнение:

$$G_{\text{опт}} = \sqrt[2.75]{\frac{510\tau^{0.25}D^{0.25}}{\tau^{0.25}B}}. \quad (66)$$

В этом уравнении $G_{\text{опт}}$ — оптимальная весовая скорость жидкости в трубах в кг/сек·м² площади поперечного сечения, $\tau = \frac{\mu}{\alpha}$, B — общее

стоимость трубы в рублях за 1 м² внутренней поверхности труб, e — процент начислений за год на капитальные затраты (включая содержание, амортизацию и пр.), a — стоимость в рублях за kWh переданной жидкости энергии, учитывая к. п. д. моторов, насосов, содержание и работу насосной установки и т. п., c — общее число рабочих часов за год; γ — удельный вес жидкости в кг/м³, D — диаметр трубы в метрах, z — вязкость жидкости в сантипуазах; B — поправочный коэффициент на местные сопротивления у концов трубок: соотношение между эквивалентной и фактической длиной трубок.

Уравнение (66) показывает, что оптимальная скорость жидкости в трубках теплообменника зависит прежде всего от численного значения γ , вязкость и диаметр особого значения не имеют.

Надо однако отметить, что при составлении уравнения (66) предполагалось, что течение жидкости турбулентное. При большой вязкости турбулентное течение невозможно. Поэтому при пользовании уравнением (66) следует проверить, будет ли течение турбулентным при вычисленной оптимальной скорости, причем для осторожности лучше считать началом турбулентного течения значение Re не ниже 6000, хотя обычно турбулентное течение начинается от значений $Re > 2302$.

Чтобы учесть также и термическое сопротивление от конденсирующего пара к стенке трубы и сопротивление самой стенки, наряду с сопротивлением пленки жидкости (в случае нагревания жидкости паром), расчет ведется следующим образом.

1. Определяется приближенная оптимальная скорость по уравнению (66) и вычисляется общий коэффициент теплопередачи K для этой скорости и для одной или нескольких меньших скоростей.

2. Наносятся значения K в зависимости от G на логарифмической сетке для вычисления углового коэффициента m в уравнении

$$\lg K = m \lg G + \lg \text{const.} \quad (a)$$

3. Методом последовательных приближений подбирают "действительную" оптимальную скорость, для которой значение m в уравнении (a) удовлетворяет также и уравнению

$$\frac{G_{\text{прибл}}}{G_{\text{действит}}} = \left[\frac{0,4 (2,75 - m)}{m} \right]^{0,364} \quad (67)$$

принимая таким образом во внимание все три термические сопротивления.

Оптимальная конечная разность температур. Определив оптимальную скорость и зная общий коэффициент теплопередачи, можно вычислить требуемую длину труб для заданной средней разности температур. Если тепло, передаваемое жидкости в трубах, является отбросным теплом, то желательно определить оптимальную конечную разность температур Δt , до которой выгодно вести нагрев. Для чистого насыщенного водяного пара, имеющегося в достаточном количестве, Lewis, Ward и Voss [Ind. Eng. Chem. 16, 467 (1924)] дают следующую

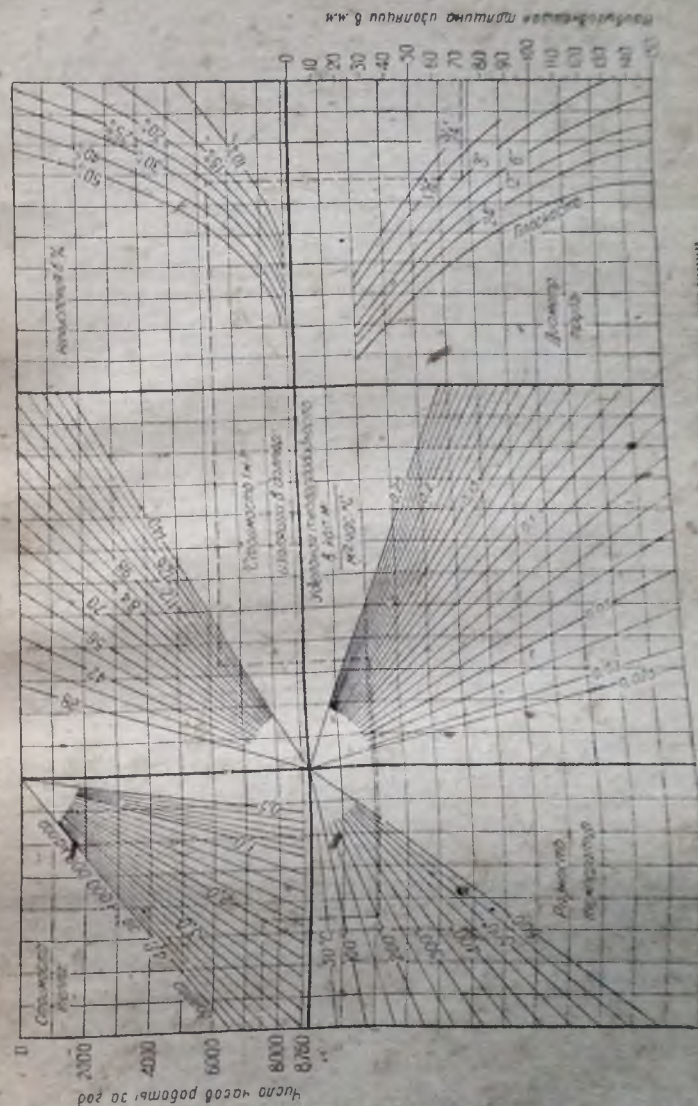


Рис. 18. Номограмм для расчета оптимальной длины труб

шее уравнение для определения оптимальной конечной разности температур пара и жидкости:

$$\Delta t_{\text{оптим. конечн}} = \frac{M}{KR}, \quad (68)$$

где M — общие расходы, включающие стоимость обслуживания аппарата, его амортизацию и прочие производственные расходы по теплообменнику (включая энергию), выраженные в рублях/час $\cdot \text{м}^2$ поверхности нагрева, K — общий коэффициент теплопередачи на выходе нагретой жидкости в $\text{кал/час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, R — экономия от одной рекуперированной калории в рублях, т. е. фактическая стоимость 1 кал отбросного тепла плюс стоимость той калории, которую все равно придется сообщить жидкости за счет других источников, вместо отбросного тепла, если оно не будет использовано.

Эти же авторы дают более сложные уравнения для теплообмена между двумя жидкостями.

Экономически наивыгоднейшая толщина изоляции. Экономичную толщину изоляции можно легко вычислить для всяких заданных условий работы по графику (рис. 18) Zeinert [Power, 73, 957 (1931)].

От числа часов работы за год, показанных на верхнем левом краю, проводятся линии через следующие вспомогательные точки пересечения: горизонтально — к стоимости тепла в долларах за 1 000 000 кал , вертикально — к разности температур трубы и окружающего воздуха, горизонтально — к значению теплопроводности изоляции, выраженной в $\text{кал/час} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}$; вертикально — к стоимости изоляции в долларах за 1 м^3 изоляционного материала, горизонтально — к начислениям амортизации в процентах за год, вертикально к номинальному диаметру трубы и горизонтально — к экономичной толщине изоляции в миллиметрах.

Пленочные коэффициенты в выпарных аппаратах (см. также стр. 221).

Литература. Hausbrand — Hirsch, Verdampfen, Kondensieren und Kühlen, 7 Aufl., J. Springer, Berlin 1931; Badger, Heat Transfer and Evaporation, Chemical Catalog Co, New York 1926; Webre and Robinson, Evaporation, Chem. Cat. Co, New York 1926.

Cryder и Gilliland [Ind. Eng. Chem. 24, 1382 (1932); Refrigerating Eng. 25, 78 (1933)] определяли опытным путем коэффициенты теплопередачи от поверхности одиночной горизонтальной латунной трубки с наружным диаметром 25 мм и длиной 16 см к кипящим жидкостям при атмосферном давлении. Данные относительно каждой жидкости могут быть представлены следующим эмпирическим уравнением:

$$\alpha = a (\Delta t)^{2,4}$$

где α в $\text{кал/м}^2 \cdot \text{час}$ на $^\circ\text{C}$ разности температур металла и жидкости. Значения a даны в табл. 18.

Таблица 18

Данные Gilliland для кипящих жидкостей при атмосферном давлении

Жидкость	α	Жидкость	α
Вода	1 222	25%-ный раствор NaCl	82,4
9,6%-ный раствор Na_2SO_4	814	CH_3OH	28,1
9,16%-ный раствор NaCl	739,7	Керосин	26,4
26%-ный глицерин	583,0	Газолин	16,4
25%-ный раствор сахара	184,2	CCl_4	11,6
		$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	10,5

Надо помнить, что эти константы относятся только к упомянутому выше лабораторному аппарату и к атмосферному давлению; приведенные данные показывают лишь, сколь велики изменения в значениях α , вызванные различием свойств жидкостей. V. J. King [Mech. Eng. 54, 560 (1932)] приводит данные для кипения ряда охлаждающих в опытной выпарной установке. Jakob и Fritz [Forsch. Gebiete Ing. 2, 434 (1931)] рассматривают механизмы кипения жидкости и влияние шероховатости теплопередающей поверхности.

Продолжение табл. 19

II. СВОДКА ОБЩИХ КОЭФИЦИЕНТОВ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ ДЛЯ РАЗЛИЧНЫХ СЛУЧАЕВ

Общие коэффициенты теплопередачи K выражены в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$ общей разности температур.

* Данные, приведенные в табл. 19—25, не следует рассматривать как сводку рекомендуемых для расчетов значений K ; составление такой сводки невозможно по существу дела. Приведенные ниже цифры представляют собой ряд фактически наблюдавшихся в практике значений K и приведены без всякой обработки. Разнообразные факторы, не указанные в таблице и не учтенные при испытаниях, приводят к значительной пестроте в величинах K при, казалось бы, сходных условиях. Это еще раз подтверждает невозможность дать сводку рекомендуемых, твердо установленных значений K и предостерегает проектирующих от механического пользования данными таблиц в расчетах. *Доб. ред.*

Таблица 19

Предельные значения общего коэффициента теплопередачи
для разных случаев

В таблице даны встречающиеся на практике значения K , выраженные в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$. При особых условиях работы могут быть получены и более высокие или низкие значения K , чем указанные в таблице.

Род теплопередачи	Границы значений K		Типичные жидкости	Типовая аппаратура
	Естествен- ная конвекция K	Принуди- тельная конвекция K		
От жидкости к жидкости .	120—300	700—1 500	Вода	Теплообмен- ники для двух жидкостей
От жидкости к жидкости .	25—50	100—250	Масло	Та же
От жидкости к газу (атмо- сферное давление)	5—15	10—50	...	Радиаторы с горячей водой

Род теплопередачи	Границы значений K		Типичные жидкости	Типовая аппаратура
	Естествен- ная конвекция K	Принуди- тельная конвекция K		
От жидкости к кипящей жидкости	100—300	...	Вода	Рефрижера- тор для расплава
От жидкости к кипящей жидкости	25—100	120—300	Масло	...
От газа (атмосферное давле- ние) к жидкости	5—15	10—50	...	Холодильники для газов, экономизаторы
От газа (атмосферное да- вление) к газу	3—10	10—30	...	Паросостра- нители
От газа (атмосферное давле- ние) к кипящей жидкости .	5—15	10—50	...	Паровые котлы
От конденсирующегося пара к жидкости	250—1 000	700—4 000	Пар—вода	Погревате- ли для жид- кости и кон- денсаторы
От конденсирующегося пара к жидкости	50—150	100—300	Пар—масло	...
От конденсирующегося пара к жидкости	200—400	300—750	Пары органи- ческих веществ—вода	...
От конденсирующегося пара к жидкости	75—1 500	Паро-газовые смеси	...
От конденсирующегося пара к газу (атмосферное да- вление)	5—10	10—50	...	Паровые трубы на во- духу. Воздухо- подогреватели
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости . . .	200—500	Выпарные аппараты, для жидких веществ
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости . . .	1 500—4 000	...	Пар—вода	...
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости . . .	250—750	...	Пар—масло	...

Таблица 20

Змеевики, погруженные в жидкость
Общие коэффициенты теплопередачи
(K выражено в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$)

Вещество внутри змеевика	Вещество снаружи змеевика	Материал змеевика	Перемешивание	K	Примечания
Пар	Вода	Свинц	Перемешивается	340	Read — частное сообщение
Пар	Растворы сахара и мелассы	Медь	Без перемешивания	245—170	Stone и Whittemore, Theis, Mass. Inst. Techn. 1922
Пар	Кипящие водяные растворы	200	Chambers и Steves — частное сообщение
Холодная вода	Различные растворы, содержащие органические вещества	Синцин	Турбулентная при 80 об/мин	1500	Т о ж е

Холодная вода	Теплая вода	Сварочное железо	Вода, окружающая змеевик, перемешивается продукцией воздуха	730—1460	Clifton и Colburn — частное сообщение
Холодная вода	Горячая вода	Свинц	Дополнительная накладка 0—40 об/мин	440—1760	Pierce и Terry, Chem. Met. Eng. 30, 872 (1929)
Рассол	Аммонисилаты	...	30 об/мин	408	Chambers и Steves — частное сообщение
Холодная вода	25%-ный раствор при 60° C	Сварочное железо	Перемешивается	96	Boertlein — частное сообщение
Вода	Водные растворы	Синцин	Промывалора меласса 300 об/мин	1200	Read — частное сообщение
Вода	8%-ный NaOH	...	22 об/мин	760	Chambers и Steves — частное сообщение

См. также: Rhodes Ing. Eng. Chem. 26, 944, 1933 (вода в змеевиках). Прим. ред.

Таблица 21

Коэффициенты теплопередачи от конденсирующегося пара к воде в стеклянных трубках

[Bates, Ind. Eng. Chem. 27, 273 (1935)]

Толщина стеклянной стенки в мм	Скорость воды в трубках в м/сек			
	0	0,32	0,50	0,97
1,0	380	595	640	734
2,0	274	370	386	420
3,0	215	268	278	293
4,0	176	210	215	224

Таблица 22

Коэффициенты теплопередачи от горячей воды к холодной¹ в стеклянных трубках

[Bates, Ind. Eng. Chem. 27, 273 (1935)]

Толщина стеклянной стенки в мм	Скорость холодной воды в трубках в м/сек		
	0	0,123	0,324
1,0	200	352	484
2,0	166	259	322
3,0	142	205	244
4,0	122	171	195

Таблица 23

Сосуды с рубашкой

Общие коэффициенты теплопередачи
(K выражено в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$)

Жидкость внутри рубашки	Жидкость в сосуде	Материал стенок	Перемешивание	K	Примечания
Пар	Вода	Эмалированные чугунные	0—400 об/мин	470—585	Poste, Ind. Eng. Chem. 16, 463 (1924)
"	Молоко	То же	Без перемешивания	980	Bowen, Agr. Eng. 11, 27 (1930)
Пар	Молоко	Эмалированные чугунные	При перемешивании	1460	Bowen, Agr. Eng. 11, 27 (1930)
"	Кипящее молоко	То же	Без перемешивания	2450	То же

¹ Скорость горячей воды вне трубок была во всех опытах равна 0,324 м/сек.

Продолжение табл. 23

Жидкость внутри рубашки	Жидкость в сосуде	Материал стенок	Перемешивание	K	Примечания
Пар	Молоко	Эмалированные чугунные	200 об/мин	420	Poste, Ind. Eng. Chem. 16, 463 (1924)
"	Фруктовый сок	То же	Без перемешивания	160—440	То же
Пар	Фруктовый сок	Эмалированные чугунные	При перемешивании	750	Poste, Ind. Eng. Chem. 16, 463 (1924)
"	Вода	Чугун и неплотно прилегающая синицовая обкладка	То же	19,5—44	Read — частное сообщение
Пар	Вода	Чугун и неплотно прилегающая синицовая обкладка	Без перемешивания	14,5	Read — частное сообщение
"	Кипящий SO_2	Сталь	То же	295	То же
Пар	Кипящая вода	Сталь	Без перемешивания	910	Read — частное сообщение
Горячая вода	Теплая вода	Эмалированные чугунные	То же	340	Poste, Ind. Eng. Chem. 16, 463 (1924)
Холодная вода	Холодная вода	Эмалированные чугунные	Без перемешивания	210	Poste, Ind. Eng. Chem. 16, 463 (1924)
Ледяная вода	То же	Керамика	При сильном перемешивании	34	Read — частное сообщение
Ледяная вода	Холодная вода	Керамика	Без перемешивания	24,4	Read — частное сообщение
Рассол (небольшая скорость)	Нитрационная масса	...	35—58 об/мин	120—280	Chamberl. и Steves — частное сообщение
Вода	Раствор алкоголя натрия	"Фредеркинг" (змейник в чугунной стенке)	При сильном перемешивании	240	"

Вертикальный трубчатый аммиачный конденсатор. Для аммиака, сжижаемого под давлением около 10 кг/см^2 при охлаждении водой с температурой $15\text{--}20^\circ$, стекающей в виде тонкой пленки (слоя) вниз по внутренней стенке трубы, Kratz, McIntire и Gould (Иллинойский университет, Eng. Exp. Sta. Bull. 171, 186) получили следующие общие коэффициенты теплопередачи K при разных скоростях воды:

Таблица 24

Значения K для вертикальных трубчатых аммиачных конденсаторов

(C — число килограммов воды в час на погонный метр периметра, Δt_{cp} — средняя разность температур воды и аммиака)

Δt_{cp} °C	При $C =$					
	595	1 190	1 785	2 380	2 975	3 570
0,83	1 080	1 340	1 510	1 710	—	—
1,95	830	1 100	1 320	1 540	1 900	2 100
3,90	730	1 050	1 270	1 465	1 650	1 810

Горизонтальный оросительный аммиачный конденсатор. Для конденсации аммиака при давлениях около 10 кг/см^2 в оросительном холодильнике из 56-миллиметровых горизонтальных труб при охлаждении водой с температурой $15\text{--}20^\circ$, омывающей трубы снаружи, и при средней разности температур конденсирующегося аммиака и воды от $1,1$ до $3,3^\circ$ Kratz, McIntire и Gould дают следующие значения K :

$$\begin{aligned} W &= 595 & 1\,190 & 1\,785 \\ K &= 1\,220 & 1\,610 & 1\,950 \end{aligned}$$

где W — в кг/час воды на 1 м длины трубы.

Противоточный аммиачный конденсатор с двойными трубами. При конденсации аммиака при давлении около 10 кг/см^2 в кольцевом пространстве между 2 и $1\frac{1}{2}$ горизонтальными стальными трубами при температуре воды во внутренней трубе $15\text{--}20^\circ$ Kratz, McIntire и Gould получили следующие значения общих коэффициентов теплопередачи:

Таблица 25

K для аммиачных конденсаторов с двойными трубами

(V — скорость воды в м/сек , Δt_{cp} — средняя разность температур между конденсирующимся аммиаком и водой в $^\circ\text{C}$)

Δt_{cp} °C	При $V =$		
	1,2	1,8	2,45
0,83	1 710	2 000	2 300
1,95	1 320	1 560	1 900
3,90	1 130	1 370	1 710

III. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА ЛУЧЕИСПУСКАНИЕМ

Явление теплопередачи складывается обычно из нескольких различных физических процессов. Относительное значение каждого из этих процессов зависит в основном от температуры, при которой происходит теплопередача.

При очень низких температурах тепло передается главным образом теплопроводностью, т. е. переходом избытка кинетической энергии молекул, присущей им при данной температуре, к молекулам соседних слоев, более холодных.

В жидкостях и газах наряду с теплопроводностью происходит второй процесс — конвекция, т. е. перенос тепловой энергии вследствие массового перемещения частей самой жидкости, находящейся в движении (макроскопическом) движении (конвекционные токи). Кроме этих двух процессов даже при невысоких температурах заметную роль играет и третий физический процесс — лучеиспускание.

Тепловое движение вызывает возмущение внутри самих молекул и атомов, вследствие которого они излучают энергию. Количество излучаемой молекулами и атомами энергии зависит только от их температуры (т. е. интенсивности возбуждающего эти молекулы теплового движения). Излучение данной молекулы или атома не зависит от излучения соседних частиц. Излученная энергия, распространяясь в пространстве, попадает на приемники, способные поглощать эту лучистую энергию и превращать ее снова в теплоту. Часть лучистой энергии поглощается средой, находящейся между излучателем и приемником.

Сопоставляя явления кондукции и конвекции, с одной стороны, и явление лучеиспускания — с другой, мы видим, что первые зависят от разности температур и очень мало зависят от их абсолютных величин, тогда как лучеиспускание сильно возрастает с повышением температуры. Из этого следует, что при низких температурах главную роль в теплопередаче играют кондукция и конвекция, а при высоких температурах решающим фактором является лучеиспускание.

Температура, при которой радиацией и конвекцией передаются равные количества тепла, зависит от степени черноты поверхности и величины коэффициента теплопередачи конвекцией.

Для случая труб, теряющих тепло путем естественной конвекции, половина всего отдаваемого тепла падает на долю радиации уже при комнатной температуре; для тонких проволочек эта температура, при которой тепло, передаваемое излучением, равно теплу, отдаваемому конвекцией, соответствует красному калению (около 800°).

Излучение, распространяющееся из некоторой точки, поглощается в большей или меньшей степени той средой, через которую оно проходит. Большинство твердых тел непрозрачно для лучистой энергии, газы же, наоборот, сравнительно прозрачны, или «диатермичны».

Отсюда следует, что лучистая энергия, испускаемая твердым

телом, заражается в его поверхностных слоях, радиация же от слоя газа приходит от всех его точек, по всей глубине. Хотя это различие только качественное, для простоты изложения излучение твердых тел и газов рассматривается отдельно. Излучение пылевидных частиц твердого тела, взвешенных в газе, представляет промежуточный случай. По причинам, которые выясняются в дальнейшем, материал этой главы распределяется следующим образом:

1. Теплообмен излучением между двумя твердыми поверхностями в теплопрозрачной среде (стр. 241 — 256).
2. Излучение несветящихся газов (стр. 256 — 267).
3. Излучение пылевидных частиц, взвешенных в газе (стр. 267 — 272).
4. Одновременное излучение трех предыдущих видов в топочной камере (стр. 273 — 280).

Этим разделам предшествует изложение основных принципов и определений.

Основные понятия

Общая радиация, или полное излучение поверхности, обозначаемое I , равняется общему количеству энергии, излучаемой с единицы поверхности во всех направлениях в единицу времени ($\text{кал/час} \cdot \text{м}^2$).

Интенсивность излучения с поверхности, обозначаемая буквой i , есть энергия, излучаемая в единицу времени на единицу пространственного угла с вершиной на излучающей плоскости, на единицу площади проекции излучающей поверхности, на плоскость, нормальную к направлению излучения. Пусть dS (рис. 19) есть элемент поверхности излучающего тела. Количество энергии, излучаемой в единицу времени в пределах пространственного угла $d\omega$, составляющего угол φ с нормалью к dS , пусть будет равно dq . Тогда интенсивность излучения (i) с поверхности dS в направлении Φ определится уравнением:

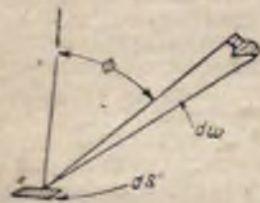


Рис. 19.

$$dq = i(dS \cdot \cos^2 \varphi) d\omega. \quad (60)$$

Интенсивность радиации по нормали i_n есть значение i для радиации с поверхности, когда $\varphi = 0$. Зависимость между i и φ будет рассмотрена ниже.

Поглощательная способность поверхности есть поглощенная доля падающей на эту поверхность лучистой энергии (отвлеченное число).

Отражательная способность поверхности есть отраженная доля падающей на эту поверхность лучистой энергии.

Проницаемость тела есть доля падающей на его поверхность лучистой энергии, которая передается внутри тела радиацией и проходит его насквозь. Сумма поглощательной, отражательной способности и проницаемости тела всегда равна единице. Для непрозрачных тел значительной толщины проницаемость равна нулю, а сумма поглощательной и отражательной способности есть единица.

Абсолютно черное тело — это поверхность, поглощающая все излучение, падающее на нее, ничего не отражающая, не передающая и не рассеивающая. В природе не существует абсолютно черного

тела. Подобное явление можно получить лишь приближенно экспериментальным путем, построив полую камеру с маленьким отверстием в ней. Воображаемая поверхность отверстия приближается к абсолютной черноте по мере того, как отверстие уменьшается, потому что всякий луч, падающий в отверстие, попадая внутрь камеры, подвергается там многократному отражению от стенок до тех пор, пока он не поглотится полностью.

Закон Кирхгофа: отношение полного излучения поверхности к ее поглощательной способности одинаково для всех поверхностей при заданной температуре и равно полному излучению абсолютно черного тела при этой температуре¹. Максимальное значение поглощательной способности, возможное лишь для абсолютно черной поверхности, равно единице, поэтому из закона Кирхгофа следует, что из всех тел абсолютно черное тело обладает максимальной излучательной способностью при заданной температуре. Поэтому иногда черное тело называют «идеальным радиатором». «Степень черноты» поверхности, обозначаемая через ρ , есть отношение ее полного излучения к полному излучению абсолютно черного тела. Из закона Кирхгофа вытекает, что степень черноты поверхности численно равна ее поглощательной способности при той же температуре. Знак ρ будет употребляться для обозначения как степени черноты, так и поглощательной способности.

Остальные обозначения будут вводиться по мере надобности.

Лучеиспускание между поверхностями, разделенными непоглощающей средой

Ниже рассматривается излучение между поверхностями твердых тел, отделенными непоглощающими средами, например гомеоплярными газами — азотом, кислородом, водородом, хлором. Влияние излучающих или поглощающих газов рассматривается на стр. 256—267.

Теплота q , излучаемая абсолютно черным телом, дается уравнением Стэфана-Больцмана. Это уравнение составлено в 1879 г. Стэфаном на основании экспериментальной работы Тиндала и термодинамически обосновано Больцманом в 1884 г.:

$$q = \sigma T^4, \quad (70)$$

где q — количество излучаемой энергии в единицу времени ($\text{кал} \cdot \text{час}^{-1}$) с площади S (в м^2) при абсолютной температуре $T = (273 + t)^\circ \text{C}$; σ — константа Стэфана-Больцмана $\left(4,96 \cdot 10^{-8} \frac{\text{кал}}{\text{м}^2 \cdot ^\circ \text{C}^4 \cdot \text{час}}\right)$. Из введенных определений вытекает, что полное излучение I черного тела равно σT^4 .

Для применения уравнения Стэфана-Больцмана к проблеме передачи тепла между двумя поверхностями надо рассмотреть влияние степени черноты этих поверхностей, их формы и их взаимного расположения.

¹ Закон Кирхгофа справедлив только для непрозрачных поверхностей (т. е. когда проницаемость равна нулю) и абсолютно точен лишь для изотермического излучения. Прим. ред.

В табл. 26 приведена сводка данных о степени черноты (поглощательной способности) различных поверхностей. Если даны две температуры и две поглощательные способности в одной строке, то первая температура соответствует первому значению, вторая — второй, причем допускается линейная интерполяция. Точное воспроизведение поверхностей с одинаковыми свойствами чрезвычайно трудно. Этим объясняется до некоторой степени расхождение в результатах различных исследователей, предполагавших, что они работают с одинаковым типом поверхности.

В отношении степени черноты поверхностей можно сделать некоторые обобщения:

1. Поглощательная способность хорошо отполированных металлов оказывается очень низкой и является функцией произведения ρT , где ρ — удельное электрическое сопротивление, а T — абсолютная температура [H. Schmidt и E. Furthman, см. примечание SF к табл. 26). Однако сравнение разных металлов по этому признаку возможно лишь при условии полной гарантии от малейшего окисления или повреждения полированной поверхности. Поглощательная способность плохо отполированной металлической поверхности может быть в несколько раз больше этой теоретической величины.

2. Поглощательная способность почти всех веществ возрастает с температурой.

3. Поглощательная способность при низких температурах для большинства металлов выше 0,8.

4. Для железа и стали значения ρ колеблются в зависимости от степени окисления и шероховатости; для чистых металлических поверхностей ρ колеблется в пределах от 0,05 до 0,45 при низких температурах и от 0,4 до 0,7 при высоких; окисленные или шероховатые поверхности имеют при низких температурах поглощательную способность от 0,6 до 0,95, а при высоких — от 0,9 до 0,95.

Чтобы учесть влияние формы и взаимного расположения поверхностей теплообмена, пользуются интегралом уравнения (69), взятым по обеим поверхностям. Предварительно необходимо знать соотношение между интенсивностью i и углом излучения φ .

Для черных тел $i (= i_0)$ не зависит от угла излучения, т. е. приемник излучения, „видя“ излучающее черное тело через отверстие, не может заметить, когда оно поворачивается, если это тело достаточно велико и заполняет все отверстие. Для нечерных тел интенсивность i (равное $i_0 \cdot \rho$) меняется в зависимости от изменения угла излучения, причем эти изменения для металлов и неметаллов подчиняются разным законам. Поглощательная способность ρ для излучения под прямым углом к поверхности называется „нормальной поглощательной способностью“; среднее значение ρ во всех направлениях называется „полусферической поглощательной способностью“. Значение последней для хорошо отполированных металлических поверхностей на 15—20% больше значения нормальной. Для неметаллов полусферическая поглощательная способность равна нормальной или очень немного меньше ее. Значения нормальной поглощательной способности, данные в табл. 26, можно без особой ошибки употреблять при расчетах теплопередачи вместо полусферической поглощательной способности. Иными словами, можно считать, что поглощательная способность ρ , а следовательно и i , не зависит от угла φ . Положение,

Таблицы коэффициентов лучеиспускания

Таблица 26

Общая нормальная поглощательная способность (степень черноты) различных поверхностей

Поверхность	$t, ^\circ\text{C}$	Поглощательная способность ρ	Абсолютная температура (в градусах Кельвина)
Абсолютно черное тело	—	1	—
Алюминий:			
Хорошо отполированная пластина (98,3% Al)	225—580	0,039—0,067	SP
Отполированная пластина	23	0,041	ES
Шероховатая пластина	25	0,05	ES
Оксидированная при 595°	260—600	0,11—0,19	RO
Алюминиевые покрытия	36	0,216	RH
Поверхности, покрытые алюминием и нагретые до 595°:			
Красной меди	200—600	0,18—1,19	RO
Стальная	200—600	0,52—1,57	RO
Латунь			
Хорошо отполированная:			
73,2% Cu, 26,7% Zn	246—357	0,028—0,031	SP
62,4% Cu, 36,8% Zn, 0,4% Pb	257—376	0,033—0,037	SP
52,9% Cu, 17,0% Zn	277	0,030	SP
Холоднопрокатанная, отшлифованная, но направление шлифовки видно	21	0,006	ES
Холоднопрокатанная, отшлифованная, но немого разбеденная	23	0,043	ES
Отшлифованная	40—315	0,06—0,086	RH
Прокатанная пластина, естественная поверхность	22	0,06	ES
Прокатанная пластина, почищенная грубой наждачной бумагой	22	0,20	ES
Матовая окисленная поверхность	50—353	0,22	Wm
Оксидированная нагретом до 595° C	200—545	0,61—0,59	RO
Красная медь			
Тщательно отшлифованная, электролитная медь	80	0,018	RH
Обыкновенная, отшлифованная, почищенная наждаком, но с остатками углублений	20	0,030	ES
Обыкновенная натертая до блеска, но не зеркальная	22	0,072	ES
Отполированная	117	0,023	WW
Пластина, долго нагревавшаяся, покрытая толстым слоем окиси	25	0,78	ES

¹ Если даны две температуры и две поглощательные способности, то первая соответствует первой, а вторая — второй; допустима линейная интерполяция.

Продолжение табл. 26

Поверхность	$t, ^\circ\text{C}$	Поглощательная способность, p	Авторы (усл. сокр.)
Пластина, нагретая до 595°	200—600	0,57—0,57	RO
Закись меди	800—1100	0,66—0,54	B
Расплавленная медь	1077—1227	0,16—0,13	B
Золото:			
Чистое, тщательно полированное	225—625	0,018—0,035	SF
Железо и сталь:			
Металлические поверхности (или очень тонкий слой окиси):			
Электролитное железо, хорошо отшлифованное	175—225	0,052—0,064	SF
Отшлифованное железо	425—1025	0,144—0,377	VS
Железо, свежеччищенное наждаком	20	0,242	ES
Чугун, отшлифованный	200	0,21	RO
Сварочное железо, хорошо отшлифованное	38—250	0,28	Wam.
Чугун, свежесточенный	22	0,435	ES
Отшлифованное стальное литье	771—1038	0,52—0,56	P
Шероховатая листовая сталь	940—1200	0,55—0,60	P
Гладкое листовое железо	900—1038	0,55—0,60	P
Чугун, обточенный на станке	880—1000	0,60—0,70	P
Оксидированные поверхности:			
Железная пластинка, протравленная, затем проржавленная докрасна	20	0,612	ES
Железная пластинка, совершенно проржавленная	20	0,685	ES
Прокатное листовое железо	20	0,657	ES
Оксидированное железо	100	0,736	HN
Чугун, оксидированный при 595°	200—600	0,64—0,78	RO
Сталь, оксидированная при 595°	200—600	0,79—0,79	RO
Гладкое оксидированное электролитное железо	127—527	0,78—0,82	SF
Окись железа	506—1206	0,85—0,89	BF-2
Шероховатое литое железо	927—1015	0,87—0,95	P
Листовая сталь, грубый слой окиси	25	0,80	ES
Плотный, блестящий слой окиси	25	0,82	ES
Литая пластинка, гладкая	25	0,80	ES
Шероховатая	25	0,82	ES
Чугун шероховатый, сильно оксидированный	38—250	0,95	Wam.
Сварочное железо, оксидированное, матовое	20—360	0,94	Wam.
Стальная пластинка, шероховатая	38—370	0,94—0,97	RH
Жароупорные стали; см. сплавы никеля			
Расплавленный металл:			
Чугун	1300—1400	0,29—0,29	T
Мягкая сталь	1600—1800	0,28—0,28	T

Продолжение табл. 26

Поверхность	$t, ^\circ\text{C}$	Поглощательная способность, p	Авторы (усл. сокр.)
Свинец:			
Чистый (99,96%), неоксидированный	125—225	0,057—0,075	SF
Серый, оксидированный	25	0,281	ES
Оксидированный при 200°	200	0,63	RO
Ртуть	0—100	0,09—0,12	C
Молибден в нитях	725—2600	0,096—0,292	AW
Монель-металл, оксидированный при 595°	200—595	0,41—0,45	RO
Никель:			
Нанесенный гальваническим способом на отшлифованное железо, затем отшлифованный	23	0,045	ES
Технически чистый (98,9% Ni, + Mn), отшлифованный	225—375	0,07—0,087	SF
Нанесенный гальваническим способом на протравленное железо, неотшлифованный	20	0,11	ES
Проволока	185—1050	0,096—0,186	VS
Пластина, оксидированная при 595°	200—600	0,37—0,48	RO
Окись никеля	650—1250	0,59—0,86	BF-1
Никелевые сплавы:			
Хромоникель	50—1035	0,64—0,76	VS
Никелин (18—32 Ni, 55—68 Cu, 20 Zn) серый, оксидированный	21	0,262	ES
Сплав KA-2S (сталь) (8% Ni, 18% Cu) слегка серебристый, шероховатый, коричневый после нагрева	215—490	0,44—0,36	R
после 42 час. нагрева при $526,7^\circ$	215—525	0,62—0,73	R
NCT-3 (сплав) (2% Ni, 25% Cr). Темный; загрязненный, окисленный в процессе работы	215—525	0,90—0,97	R
NCT-6 (сплав) (60% Ni, 12% Cr). Гладкий, черный, твердый слой окисла, образовавшийся в процессе работы	270—570	0,89—0,82	R
Платина:			
Чистая, отшлифованная платина	225—625	0,054—0,104	SF
Полоса	925—1625	0,12—0,17	ES
Нить	25—1225	0,035—0,192	DW
Проволока	225—1375	0,073—0,182	G
Серебро:			
Отшлифованное, чистое	225—625	0,0198—0,0324	SF
Шлифованное	37—371	0,0221—0,0312	HN
Танталовая нить	1325,7—2526	0,185—0,21	AW
Олово — листовое железо, покрытое оловом	21,4	0,043—0,064	ES

Продолжение табл. 26

Поверхность	$t, ^\circ\text{C}$	Поглощательная способность, p	Авторы (усл. сокр.)
Вольфрам:			
Нить, изношенная	27—3315	0,032—0,35	FW
Нить	3315	0,39	Z
Цинк:			
99,1% чистоты, отшлифованный	227—327	0,045—0,053	SF
Оксидированный нагревом при 400°C	400	0,11	RO
Покрытое гальваническим путем листовое железо, довольно светлое	28	0,228	ES
Покрытое гальваническим путем листовое железо, серое, оксидированное	24	0,276	ES
Асбест:			
Картон	23	0,96	ES
Бумага	40—370	0,93—0,945	RH
Кирпич:			
Красный, шероховатый, однако без больших неровностей	20	0,93	ES
Динас, не глазурованный, шероховатый	1 000	0,80	P
Динас, глазурованный, шероховатый	1 100	0,85	P
Шамотный кирпич, глазурованный	1 100	0,75	P
Огнеупорные материалы, см. ниже			
Углерод:			
Т-уголь (G. Simens), зольность 0,9%	125—625	0,81—0,79	SF
(В начале опыта, при 125° , p равнялось 0,72, а при дальнейшем нагревании достигло значений, указанных в таблице)			
Угольная нить	1040—1600	0,526	L
Сажа свечи	107—270	0,952	WW
Покрытие из ламповой сажи на жидком стекле	100—183	0,959—0,947	KH
То же	125—225	0,957—0,952	SF
Тонкий слой сажи на железной пластине	20,5	0,927	ES
Толстый слой сажи	20	0,937	ES
Ламповая сажа, слой в 0,075 мм и толще	40—370	0,945	RH
Эмаль, стекло, гипс и др.:			
Эмаль плавная, на железе	19	0,897	ES
Стекло гладкое	22	0,937	ES
Гипс, толщина слоя 0,5 мм на гладкой или зачерненной пластине	21	0,903	ES
Мрамор, светлосерый, отполированный	22	0,931	ES
Дуб, гладко выстроганный	21	0,895	ES
Слой масла на отшлифованном никеле (смазочное масло)	20	0,045	ES
Отшлифованная поверхность, чистая		0,27	
+ 0,025 мм масла		0,46	
+ 0,050 мм "		0,72	
+ 0,125 мм "		0,82	
Толстый слой масла			

Продолжение табл. 26

Поверхность	$t, ^\circ\text{C}$	Поглощательная способность, p	Авторы (усл. сокр.)
Слой масла на алюминиевой фольге (льняное масло)			
Алюминиевая пластина (чистая)	100	0,167	HN
+ 1 слой масла	100	0,361	—
+ 2 слоя масла	100	0,574	—
Краска, политура, лак:			
Белоснежный эмалевый лак по шероховатой железной пластине	23	0,903	ES
Черный блестящий лак, распыленный по железу	24	0,875	ES
Черный блестящий шеллак по листу железа, покрытому оловом	21	0,621	ES
Черный матовый шеллак	75—146	0,91	WW
Черный лак	38—93	0,80—0,95	RH
Матовый черный лак	38—93	0,96—0,98	RH
Белый лак	38—93	0,80—0,85	RH
Масляные краски, всех цветов, 16 различных красок	100	0,92—0,96	HN
Алюминиевые краски и лаки:			
10% Al, 22% лака, по шероховатой или гладкой поверхности	100	0,52	HN
26% Al, 27% лака по шероховатой или гладкой поверхности	100	0,3	HN
Другие алюминиевые краски, разной давности покраски и с разным содержанием алюминия	100	0,27—0,57	HN
Алюминиевый лак, по шероховатой пластине	21	0,39	ES
Алюминиевая краска после нагрева до 327°	150—315	0,35	SF
Бумага тонкая:			
Наклеенная на железную пластину, покрытую оловом	19	0,924	ES
Наклеенная на шероховатую железную пластину	19	0,929	ES
Наклеенная на черную лакированную пластину	19	0,944	ES
Штукатурка известковая	10—88	0,51	WW
Фарфор, глазурованный	22	0,924	ES
Кварц, шероховатый, плавный	21	0,932	ES
Огнеупорные материалы, 40 образцов			
Толь	21	0,91	ES
Резина:			
Эбонит, глянцевитая поверхность	23	0,945	ES
Резина мягкая, серая, шероховатая	24	0,859	ES
Серпентин, полированный	23	0,900	ES
Вода	0—100	0,55—0,963	HN

Литературные источники к табл. 26

Усл. сокр. авторов	Автор и источник	Год
S	K. Siegel, Sitzungsber. Akad. Wien, 116, 2A, 1203	1907
T	C. B. Twing, Phys. Rev. 26, 190	1908
B	G. K. Burgess, Bur. Stand. Bull., 6, Sci. Paper 121, p. 111	1909
Wam.	F. Wamsler, Z. Ver. Deut. Ing. 55, 599; Forschungsarbeit, Ver. deut. Ing. 95	1911
WW	W. Westphal, Verh. physik. Ges. (2) 14, 987; 15, 897	1912
RO	Randolph и Overholzer, Phys. Rev. 2, 144	1913
L	O. Lummer, Elektrotechn. Z. 34, 1488	1913
BF-1	Burgess и Foote, Bur. Standards Bull. 11, Sci. Paper 224, p.p. 41—64	1914
F	P. D. Foote, Bur. Standards Bull. 11, Sci. Paper 243, p. 607; J. Wash. Acad., 5, 1	1914
BF 2	Burgess и Foote, Bur. Standards Bull. 12, Sci. Paper 249, pp. 83—89	1915
VS	V. A. Snydam, Phys. Rev. (2), 5, 497	1915
KH	K. Hoffman, Z. Physik, 14, 30	1923
DW	Davison и Weeks, J. Optical Soc. Am. 8, 581	1924
FW	Forsythe и Worthing, Astrophys. J., 61, 146	1925
G	W. Geiss, Physica 5, 203	1925
Hä	Hütte, 25 изд., т. I, Wilh. Ernst u. Sohn	1925
Z	C. Zwicker, Arch. Neerl. IIIA, 9, 207	1925
AW	A. G. Worthing, Phys. Rev. (2) 23, 190	1926
P	V. Pollak, Z. techn. Physik, 8, 307	1927
ES	E. Schmidt, Beih. Gesundh.-Ing., Beiheft 22, Reihe 1, p. 1	1927
WM	M. Wenzl и F. Morawe, Stahl und Eisen, 47, 867—871	1927
KW	K. Wetzler, Dissertation, Darmstadt	1927
SF	H. Schmidt и E. Furthmann, Mitt. K. W. Inst. Eisenforsch., Abhandlung 109, 225	1928
R. H.	R. H. Hellman, Trans. A. S. M. E., F. St. Power Sec., Частное сообщение Standart Oil Development Co	1929
H. N.		1928
R	H. S. Rice, M. I. T. Thesis in Fuel and Gas Engineering	1931
C	Подсчитано по формуле Foote	1932
H	Подсчитано по данным спектрального анализа	1932

что i не зависит от угла φ , известно как закон косинусов Ламберта (Lambert).

Расчет теплопередачи между двумя поверхностями во всех случаях можно вести по общему уравнению:

$$q = 4,96 \cdot S \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \cdot F_S \cdot F_I, \quad (71)$$

где q — количество переданного тепла в кал/час, S — площадь одной из поверхностей в m^2 , F_S — коэффициент, учитывающий среднюю величину угла, под которым одна поверхность обращена к другой; очевидно величина F_S зависит от того, для какой из двух поверхностей он предназначается. F_S берется для той поверхности S , которая входит в уравнение (71). F_I учитывает отклонение обеих поверхностей от абсолютной черноты и является функцией их поглощательных способностей, p_1 и p_2 ¹ [Hottel, Second World Power Conference, vol. 18, sec. 32, № 243 (1930) или Mech. Eng. 52, 699 (1930); Trans. A. S. M. E., F. St. Power Section 1931].

В табл. 27 дана сводка значений F_S и F_I для тех случаев, для которых имеются интегралы уравнения (69). Все вычислено для подстановки в основное уравнение (71).

При выводе формул для F_I предполагается, что стенки черноты поверхности S_1 при температуре T_1 и ее поглощательная способность к излучению с поверхности S_2 , имеющей иную температуру T_2 , равны друг другу. Закон же Кирхгофа об эквивалентности поглощения и излучения относится только к поверхности, находящейся в состоянии равновесия с окружающим излучением, т. е. к поверхности, получающей излучение от окружающих тел, имеющих ту же температуру. Не обязательно, чтобы излучательная способность p_1 тела S_1 при температуре T_1 соответствовала его поглощательной способности в отношении излучения с какого-нибудь другого тела S_2 , находящегося при температуре T_2 . Вопрос осложняется еще больше, если вспомнить, что излучение, падающее с поверхности S_2 на S_1 , не является черным или даже серым излучением², следовательно не соответствует ни T_1 , ни T_2 . К счастью, благодаря высокой излучательной способности большинства поверхностей промышленного значения и незначительному изменению ее в связи с температурой, ошибка, происходящая из-за вычисления коэффициента излучательной способности F_I , уменьшается; значения p_1 и p_2 для более высокой из двух температур можно употреблять, не делая большой ошибки.

Хотя в задачу данной статьи и не входит рассмотрение теплопередачи лучеиспусканием между несерыми телами, тем не менее следует коснуться одного важного в промышленном отношении слу-

¹ Строго говоря, влияние взаимного положения поверхностей и их поглощательных способностей не всегда можно выразить через два независимых друг от друга параметра F_S и F_I , однако в большинстве практических случаев единой множитель F_S может быть заменен произведением двух отдельных множителей $F_S \cdot F_I$.

² „Серое“ тело — это такое тело, монохроматическая поглощательная способность которого не зависит от длины волны и равна его общей поглощательной способности.

Таблица 27
Излучение между твердыми телами. Коэффициенты для уравнения (71)

Поверхности, между которыми происходит теплопередача	Площадь S	Коэффициент F_S	Коэффициент F_T
1. Бесконечные параллельные плоскости	любая	1	$\frac{1}{\frac{1}{p_1} + \frac{1}{p_2} - 1}$
2. Тело в замкнутой полости. Поверхность тела мала, по сравнению с поверхностью замыкающей полости. Знамен 1 относится к телу. Знамен 2 — к замыкающей полости	S_1 см. примечание (4)	1	p_1
3. Тело в замкнутой полости. Поверхность тела по величине близка к поверхности замыкающей полости. Знамен 1 относится к телу. Знамен 2 — к полости	S_1	1	$\frac{1}{\frac{1}{p_1} + \frac{1}{p_2} - 1}$
4. Прямой угольник, стороны между (2) и (3) (см. подается точному вычислению на основании общих формул)	S_1	1	$p_1 > F_T > \frac{1}{\frac{1}{p_1} + \frac{1}{p_2} - 1}$
5. Концентрические сферические поверхности или бесконечные цилиндрические поверхности (особый случай $n = 4$)	S_1		$\frac{1}{\frac{1}{p_1} + \frac{S_1}{S_2} \left(\frac{1}{p_2} - 1 \right)}$ или $\frac{1}{\frac{1}{p_1} + \frac{1}{p_2} - 1}$ см. примечание (5)

6. Знаменит dS и площадь S_1 . Сюда входят различные случаи: результаты представлены в графиках в конце рис. 20—23, см. пп. 1, 2, 3 и 10	dS	$\int \frac{d\omega \cos^2 \theta}{\pi}$ см. примечание (6)	$p_1 p_2$
7. Знаменит dS и прямоугольная поверхность, параллельная см.; ширина овалов. Угол прямоугольника лежит на перпендикуляре к dS	dS	см. рис. 20	$p_1 p_2$
8. Знаменит dS и любая прямоугольная поверхность, параллельная см.; ширина овалов. Угол прямоугольника лежит на перпендикуляре к dS , и далее поступайте, как указано в п. 1	dS	Сумма четырех F_S , определенных, как в п. 2	$p_1 p_2$
9. Знаменит dS и круглый диск в плоскости, параллельной плоскости dS	dS	см. примечание (7)	$p_1 p_2$
10. Знаменит dS и полубесконечная поверхность; поверхность образована продолжением бесконечной линии параллельно см.; ширина овалов. Угол прямоугольника лежит на перпендикуляре к dS	dS	$\frac{1}{2} (1 - \sin \theta_1)$ в расчет входит только левый угол	$p_1 p_2$
11. Для параллельных круглых дисков с шириной n (см. формулы в конце рис. 24)		см. примечание (8)	$p_1 p_2 < \frac{1}{\frac{1}{p_1} + \frac{1}{p_2} - 1}$ см. примечание (5)

Поверхности, между которыми происходит теплопередача	Площадь S	Коэффициент F_g	Коэффициент F_f
12. Частный случай п. 11 — диски с одинаковым диаметром	Любая	Рис. 21, линия 1	$p_1 p_2 < F_f < \frac{1}{\frac{1}{p_1} + \frac{1}{p_2} - 1}$ см. примечания (с) и (г)
13. Два равных прямоугольника, расположенные один против другого в параллельных плоскостях	Любая	$F_g = \sqrt{F_g' \cdot F_g''}$ см. примечание (д)	
14. Два равных квадрата в параллельных плоскостях, расположенные точно один против другого. Частный случай п. 13	Любая	Рис. 21, линия 2	
15. Два прямоугольника в перпендикулярных плоскостях с общей стороной	Любая	Рис. 22	Приблизительно $p_1 p_2$; см. примечание (г)
16. Параллельные квадраты или диски, соединенные непроводящим тепло абсолютно черными стенками	Любая	Рис. 21, линия 3	Приблизительно $p_1 p_2$; см. примечание (г)
17. Параллельные прямоугольники, соединенные непроводящими тепло абсолютно черными стенками	Любая	см. примечание (и)	Приблизительно $p_1 p_2$; см. примечание (г)

Примечания к таблице 27

а) Там, где употреблен индекс (1), замкнутое тело не должно иметь воздушной полости. Замените "ямки" на поверхности эквивалентными плоскостями при вычислении F_f эффективная излучательная способность при этом возрастает с увеличением глубины "ямок".

б) Первая форма выражения для F_f получается в предположении возможности рассеянного отражения, а вторая — когда отражение целиком зеркальное. Действительные значения F_f приближаются к первым, чем ко вторым.

с) Более подробное исследование вопроса с формулами для различных случаев и описание механического прибора для решения проблемы излучения между твердыми телами неправильной формы дано Hottel в Trans. A. S. M. E., P. S. Power Sec., декабрь 1930 г.

д) F_g — коэффициент для случая 14 — для квадратов, равных меньшей стороне прямоугольника.

F_g'' — тот же коэффициент для квадратов, равных большей стороне прямоугольника.

е) Точное значение F_f зависит от неизвестного характера отражения. Если площади по сравнению с разделяющим их расстоянием малы, то F_f приближается к $p_1 p_2$, если площади все же и не расположены близко друг от друга, F_f приближается к

$$\frac{1}{\frac{1}{p_1} + \frac{1}{p_2} - 1}$$

ф) Получено из п. 16, как п. 13 получен из п. 14. См. примечание (б) к рис. 21.

г) Точная формулировка невозможна, если нет точного описания всей системы в целом. Но если p_1 и $p_2 = 0,8$ или выше, то получаемое приближение вполне удовлетворительно.

чая. Речь идет о нагревании солнцем находящегося под открытым небом объекта, например резервуара для хранения нефти и т. п.

Теплопередача лучеиспусканием между предметом и окружающей его средой выражается следующим уравнением:

$$\dot{q} = S' a B A - \varepsilon S p (T_p^4 - T_c^4),$$

где S — величина поверхности предмета, S' — величина площади проекции его на плоскость, перпендикулярную к солнечному лучу, T_p и T_c — температуры предмета и окружающей его среды, a — поглощательная способность поверхности предмета в отношении солнечного света, p — степень черноты предмета в пределах температур T_c и T_p , B — пропускательность земной атмосферы для солнечного излучения, A — солнечная постоянная, равная $1120 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час}$, т. е. лучистая энергия, посылаемая солнцем в единицу времени на единицу площади, нормальной к солнечным лучам и находящейся вне земной атмосферы. Надо заметить, что степень черноты предмета и его поглощательная способность для лучеиспускания при данной температуре, обе обозначаемые через p , обычно сильно отличаются от величины a — поглощательной способности предмета по отношению к солнечной лучистой энергии. Beckett [Proc. Phys. Soc. 43, 227 (1931)] и Coblentz [Bull. Standards Bull. 9, p. 283] приводит значения поглощательной способности к солнечной лучистой энергии для разнообразных материалов.

Порядок вычислений. Приложение рассмотренных выше принципов сводится к вычислениям по уравнению (71) с помощью табл. 26

и 27 и приложенных к ним графиков (рис. 20—23). Следующие три примера относятся к случаям 2, 5, 7, 8, 10, 13, 15 и 17 табл. 27.

Пример 1. Вычислить теплопередачу лученспусканием между оксидированной никелевой трубкой, находящейся в замкнутой камере из кирпича. Наружный диаметр трубки 4 дюйма (101,6 мм). Температура трубки 427°, температура стенок камеры 927°.

Случай (а). Кирпичная камера очень велика сравнительно с диаметром трубы. а) Согласно табл. 27, п. 2, количество тепла, воспринимаемого замкнутым в полости телом, пропорционально его поверхности (равной в данном случае — $0,1016 \times \pi = 0,320 \text{ м}^2$ на 1 м длины трубы) и не зависит от поглотительной способности окружающих стенок. Поглотительная способность оксидированного никеля при температуре 200° равна 0,37, а при температуре 600° равна 0,48; для температуры 927° путем экстраполяции находим $p = 0,57$:

$$q = 4,96 \cdot 0,57 \left[\left(\frac{927 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{427 + 273}{100} \right)^4 \right] \cdot 0,32 = 17\,500 \text{ кал/м} \cdot \text{час.}$$

Случай (б). Изменим условия примера (а), приняв размеры камеры $20 \times 20 \text{ см}$.

Пример (б) приближается к п. 5, табл. 27. Поглотительная способность кирпича равна примерно 0,80, а внутренняя поверхность камеры на 1 м длины $0,8 \text{ м}^2$. Отсюда коэффициент излучательной способности выразится так:

$$F_S = \frac{1}{\frac{1}{0,58} + \frac{0,320}{0,800} \left[\frac{1}{0,8} - 1 \right]} = 0,55$$

вместо 0,57, а количество тепла, передаваемого излучением, будет равно:

$$q = 17\,500 \cdot \frac{0,55}{0,581} = 16\,600 \text{ кал/м} \cdot \text{час.}$$

Пример 2. Трубчатая печь устроена в виде камеры со сплошным полом размером $4,6 \times 6,1 \text{ м}$, обогреваемым снизу топкой. Поверхность, воспринимающая тепло, представляет собой несколько рядов труб, расположенных над полом параллельно ему; расстояние от пола до первого ряда труб равно 3 м. Трубы заполняют верх камеры, занимая площадь, равную площади карборундового пола. Средняя температура поверхности пола камеры равна $1\,150^\circ$. Температура труб равна 315° . Боковые стенки камеры не проводят тепло, а отдают все получаемое тепло обратно лученспусканием, имея равновесную температуру между 315° и $1\,150^\circ$; при этой температуре стенки излучают как раз то количество тепла, которое они получают. Трубы стальные, оксидированные.

Найти: а) количество тепла, передаваемого непосредственно на поверхность труб лученспусканием от карборундового пола;

б) общую теплопередачу между этими двумя поверхностями, учитывая обратное излучение от боковых стенок;

с) какая часть всего тепла, излучаемого элементом поверхности, лежащим на продольной оси пола на расстоянии 1,2 м от края печи, воспринимается трубами;

д) непосредственную теплопередачу между трубами и задней стенкой печи размером $4,6 \times 3 \text{ м}$, если средняя температура последней равна 815° .

(а) Так как трубы заполняют целиком весь верх печи и не пропускают излучения, падающего снизу, то их поверхность можно заменить сплошным прямоугольником размером $4,6 \times 6,1 \text{ м}$. Тогда пример (а) будет соответствовать п. 13 табл. 27, т. е. параллельным прямоугольникам, равным друг другу. Коэффициент F_S для двух прямоугольников по $4,6 \times 6,1 \text{ м}$, отстоящих друг от друга на 3 м, выражается так:

$$F_S = \sqrt{F'_S \cdot F''_S},$$

где F'_S — коэффициент для двух квадратов площадью $4,6 \times 4,6 \text{ м}$, разделенных расстоянием в 3 м, а F''_S — коэффициент для двух квадратов $6,1 \times 6,1 \text{ м}$, разделенных расстоянием в 3 м.

По графику рис. 21 (линия 2) $F'_S = 0,32$ и $F''_S = 0,41$. Тогда $F_S = \sqrt{0,32 \cdot 0,41} = 0,36$; это означает, что 36% энергии, излучаемой во всех направлениях от каждого из прямоугольников, перехватывается другим прямоугольником.

Поглотительная способность оксидированной стали равна 0,79; но воображаемая плоскость, заменяющая ряды труб, будет иметь «эффективную» поглотительную способность значительно большую, чем 0,79, так как большая часть лучей, не поглощенных в первом ряду, будет отражаться вверх к следующим рядам труб, где будет поглощаться повторно. Поэтому действительная поглотительная способность поверх-

ности труб будет равна примерно 0,90. Поглотительная способность карборунда при температуре $1\,150^\circ$ не дана в табл. 24. Можно для примера принять ее равной 0,70. Ответ на вопрос (а) будет следующий:

$$q = 4,96 \cdot 0,9 \cdot 0,7 \cdot \left[\left(\frac{1\,150 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{315 + 273}{100} \right)^4 \right] \cdot 4,6 \cdot 6,1 = 1\,300\,000 \text{ кал/час.}$$

(б) Количество тепла, передаваемое лученспусканием между карборундовым полом и трубами, с учетом эффекта обратного излучения — боковых стенок — можно вычислить F_S по п. 17, табл. 27. Из графика рис. 21 (линия 3) имеем:

$$F'_S = 0,44 \text{ и } F''_S = 0,59.$$

Тогда

$$F_S = \sqrt{0,44 \cdot 0,59} = 0,62.$$

Это означает, что теплопередача между полом и трубами, происходящая через посредство боковых стенок составляет 62% от того количества тепла, которое было бы передано между этими поверхностями, если бы они были частями бесконечных плоскостей, расположенных друг от друга, что их можно было бы считать бесконечными параллельными плоскостями:

$$q = 4,96 \cdot 0,62 \cdot 0,9 \cdot 0,7 [14,23^4 - 5,88^4] \cdot 4,6 \cdot 6,1 = 1\,300\,000 \text{ кал/час.}$$

(с) Определение доли тепла, передаваемого лученспусканием элементом поверхности пола и воспринимаемого верхними трубами, относится к п. 8 и 7 в графике рис. 21. Плоскость, эквивалентную поверхности труб, можно разделить на 4 прямоугольника с общим углом над заданной точкой, два — площадью $1,2 \times 2,3 \text{ м}$ и два — площадью $4,9 \times 2,3 \text{ м}$. Согласно рис. 20 прямоугольник площадью $1,2 \times 2,3 \text{ м}$ с углом 30° над заданным элементом поверхности получает 0,066 излучения последнего; для прямоугольника же $4,9 \times 2,3 \text{ м}$, $F_S = 0,138$. Тогда общее значение F_S будет $0,066 + 0,066 + 0,138 + 0,138 = 0,408$. Из всего тепла, излучаемого заданным элементом поверхности, 40,8% идет прямо к трубам, а остальные 59,2% к четырем боковым стенам.

(д) Так как трубы занимают прямоугольником размером $4,6 \times 6,1 \text{ м}$, то этот пример можно отнести к случаю п. 15 табл. 27, т. е. к теплопередаче между двумя прямоугольниками $4,6 \times 6,1 \text{ м}$ и $4,6 \times 3 \text{ м}$, расположенными в перпендикулярных плоскостях и имеющих общую сторону, равную 4,6 м. Расчет можно вести на линии из двух поверхностей. Пусть S есть поверхность труб, т. е. $4,6 \times 6,1 \text{ м}$, тогда $Y = 6,1 : 4,6 = 1,33$, $Z = 3 : 4,6 = 0,65$, $F_S = 0,13$. Если принять, что поглотительная способность задней стены равна 0,95, то

$$q = 4,96 \cdot 0,65 \cdot 0,90 \cdot 0,13 [10,90^4 - 5,84^4] \cdot 4,6 \cdot 6,1 = 190\,000 \text{ кал/час.}$$

Пример 3. Распределение лучистой теплоты по различным рядам батарей труб. Излучение падает на трубы только с одной стороны. Этот случай относится к п. 10 табл. 27.

На графике рис. 23 представлены результаты вычислений (методом, описанным в п. 10 табл. 27) для случая излучения между плоскостью и одним или двумя рядами труб, параллельных ей; трубы расположены в шахматном порядке с осью в вершинах равносторонних треугольников. Предположим, что трубы имеют диаметр 100 мм и расстояние между центрами 200 мм. За основу сравнения взят случай теплопередачи между двумя бесконечными параллельными плоскостями. Если заменить одну плоскость пучком труб, расположенных в несколько рядов в глубину, то теплопередача не изменится. Согласно графику рис. 23 (кривая 3) первый ряд труб поглотит 0,66 общего количества тепла. Согласно кривой 1 второй ряд труб поглотит 0,21, а остальные ряды поглотят $1 - 0,66 - 0,21 = 0,13$ общего количества тепла.

Предположим, что плоскость заменена только одним рядом труб, с отражающей стенкой позади. Тогда 0,66 всего падающего излучения будет попрежнему перехватываться этим одним рядом труб, а 0,34 пройдет через них и будет поглощено задней стенкой. Если принять, что внешних потерь тепла с задней стенки нет, то температура последней должна находиться между температурой труб и температурой излучающей плоскости, и тогда задняя стенка будет излучать столько же тепла, сколько она поглощает. Эта обратная радиация (0,34) из 66% поглотится трубами, остальные же 34% возвратятся к первоисточнику. Таким образом общее количество тепла, поглощенного трубами, будет

$0,66 + 0,66 \cdot 0,34 = 0,88$; это значение можно прочесть по кривой 5 рис. 23.

Таким образом один ряд труб при наличии задней стенки поглощает 88% того количества тепла, которое могло бы быть поглощено при бесконечном числе рядов труб.

Предположим, что плоскость заменена не одним, а двумя рядами труб и отражающей задней стенкой. Согласно рис. 23 (кривые 4 и 2) первый ряд поглощает 0,69 и второй — 0,29 всего излучаемого тепла, а оба вместе $0,69 + 0,29 = 0,98$, т. е. почти столько же, сколько и бесконечное число рядов (или сплошная плоскость).

На рис. 23 видно, что проникновение лучистой теплоты за пределы второго ряда имеет место лишь в том случае, если диаметр труб мал сравнительно с расстоянием между ними. Решение задачи при заданном соотношении между диаметрами и расстояниями между осями для труб, поставленных в 3—4 ряда, можно получить по методу, описанному в п. 10 и в статье, указанной в примечании (с) к табл. 27.

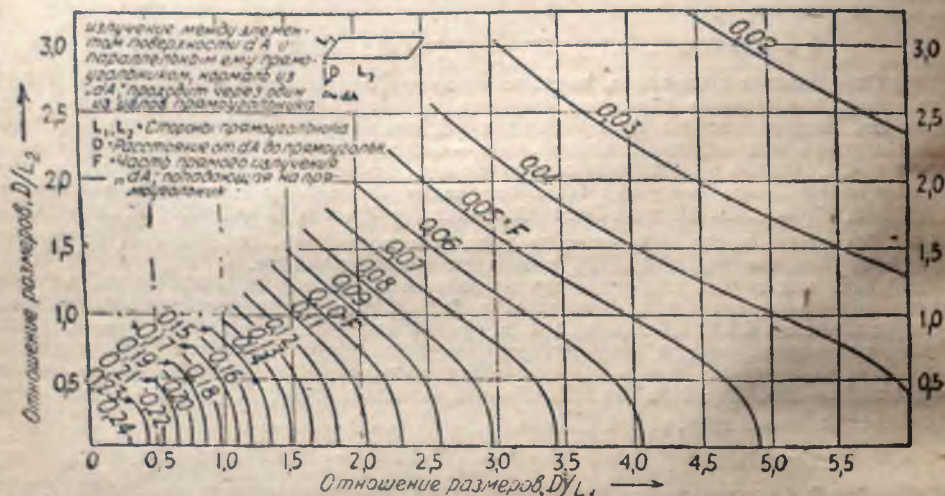


Рис. 20. Излучение от точки к прямоугольнику.

$$F_s = \frac{1}{2\pi} \left(\frac{L_1}{\sqrt{L_1^2 + D^2}} \sin^{-1} \frac{L_2}{\sqrt{L_1^2 + L_2^2 + D^2}} + \frac{L_2}{\sqrt{L_2^2 + D^2}} \sin^{-1} \frac{L_1}{\sqrt{L_1^2 + L_2^2 + D^2}} \right)$$

Излучение несветящихся газов

Если исследовать излучение черного тела спектрометром для инфракрасных лучей с чувствительной термпарой или каким-либо другим чувствительным методом и затем нанести на график интенсивность излучения в зависимости от длины волны, то получится сплошная ровная кривая, имеющая только две точки перегиба. Эта кривая, начинаясь от нуля, идет к волнам бесконечной длины, и ее максимум находится в инфракрасном спектре для поверхностей с температурами в пределах обычных в заводской практике; площадь, ограничиваемая кривой, пропорциональна 4-й степени абсолютной температуры тела (закон Стефана-Больцмана). Но если излучение проходит через такой газ, как углекислота, часть его поглощается; для некоторых длин волн эта поглощаемая часть ничтожна, для некоторых же очень велика.

Представим себе газ в замкнутом пространстве при абсолютном термическом равновесии. Вследствие наличия теплового равновесия можно заключить, что излучение от газа к некоторому элементу поверхности стенок dS замкнутой зоны равно излучению, направленному к dS от остальной части замкнутого пространства, но в свою очередь поглощаемому газом.

Приняв ряд предпосылок о влиянии температуры на поглощательную способность газа, можно, зная поглощение при низких температурах, предсказать степень поглощения, а следовательно и излучения газа при температурах заводских печей.

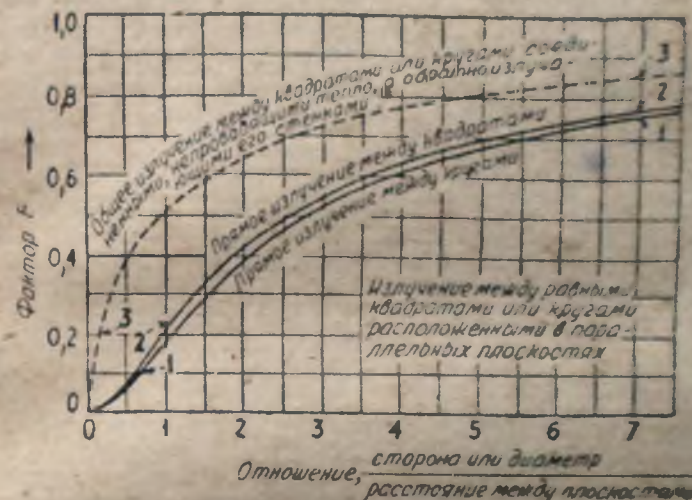


Рис. 21. Излучение между двумя равными квадратами или кругами, расположенными в параллельных плоскостях.

Инфракрасное излучение газов связано с изменением квантовых чисел при переходе атомов, составляющих молекулу, с высшего энергетического уровня вращения к низшему, а также и с интрамолекулярным вибрационным движением атомов.

При температурах промышленных печей это излучение имеет практическое значение только для газов, состоящих из гетерополярных молекул. Из всех газов, встречающихся в печах и теплообменниках разного рода, практически заслуживает внимания только излучение следующих газов: окиси углерода, углеводородов, водяного пара, углекислоты, сернистого газа, аммиака и хлористого водорода. В гомеопольных газах, таких, как водород, кислород, азот и пр., нет поглощения в зонах такой длины волны, которые имеют значение для теплопередачи при температурах, встречающихся в заводской практике.

Законы излучения газов, применяемые для расчета теплопередачи, излагались неоднократно [Hottel, Heat Transmission by Radiation from Non-luminous Gases, Trans. A. I. Ch. E. 19, 173 (1927) и Ind. Eng. Chem. 24, 888 (1927)]. Здесь можно ограничиться указанием, что энергия излучаемая газом на единицу поверхности стенок, его ограничивающих, является функцией двух переменных величин — температуры газа T_g (°C) и

произведения PL , где P — парциальное давление (в атмосферах) излучающего газа, например двуокиси углерода или водяного пара, а L — средняя длина (в метрах) хода луча через газ к заданному элементу

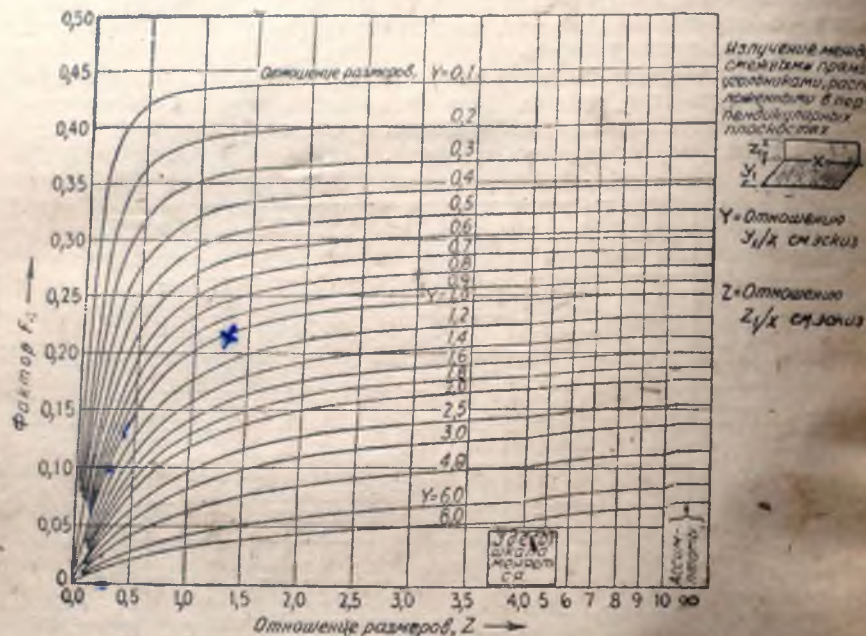


Рис. 22. Излучение между двумя взаимно перпендикулярными прямоугольниками, имеющими общую сторону.

поверхности, зависящая от формы полости, содержащей газ. L называется «эквивалентной толщиной» газового слоя.

Значения L для разных форм даны в табл. 28.

Таблица 28

Средняя эквивалентная длина луча для газов

Форма	Средняя длина L в метрах
Шар	$2/3 \times$ диаметр
Бесконечный цилиндр	$1 \times$ диаметр
Пространство между бесконечными параллельными плоскостями	$1,8 \times$ расстояние между плоскостями
Прямоугольный параллелепипед с отношением сторон $1 \times 2 \times 6$, излучающий в сторону одной из больших граней	$1,3 \times$ наименьшее измерение
Куб	$2/3 \times$ сторона куба
Межтрубное пространство при бесконечном числе рядов труб с центрами в вершинах равносторонних треугольников; диаметры труб равны просвету между ними	$2,8 \times$ диаметр
То же, но диаметры труб вдвое меньше просвета	$3,8 \times$ просвет

Соотношение между t_g , PL и излучаемой энергией лучше всего выражается графически и будет рассмотрено ниже в разделах, посвященных отдельным газам.

Влияние пространственного изменения температуры газа и поверхности. Спрашивается, на какую температуру газа и поверхности следует вести расчет, если газ попадает в систему при температуре t_{g1} и уходит из нее при t_{g2} , а соответственные температуры окружающей поверхности равны t_{s1} и t_{s2} . Один способ состоит в том, что пространство делят на секции и находят конечные температуры на концах секций по тепловому балансу и при помощи уравнений теплопередачи.

Более точный метод — это графическое интегрирование. Этот метод применялся для разнообразных условий в целях найти простой эмпирический путь решения задач этого рода. Установлено, что если поверхность стенок холоднее газа, то можно употреблять среднюю

арифметическую температуру поверхности $\left(\frac{t_{s1} + t_{s2}}{2}\right)$, а среднюю температуру газа можно брать как среднюю температуру поверхности плюс логарифмическая средняя разности температур на двух концах аппарата, т. е.

$$t_{g, \text{ср}} = \frac{t_{s1} + t_{s2}}{2} + \frac{(t_{g1} - t_{s1}) - (t_{g2} - t_{s2})}{2,31g \frac{t_{g1} - t_{s1}}{t_{g1} - t_{s2}}} \quad (72)$$

Излучение газа при наличии двух поверхностей с разными температурами. Излучающий газ находится в камере, стенки которой состоят из основной поверхности, поглощающей теплоту, и отражающих поверхностей, являющихся как бы промежуточными теплоприемниками, как например поверхность огнеупорной кладки внутри топочной камеры. В этом случае возникает вопрос, как определить общую теплопередачу между газом и основным теплоприемником, учитывая как непосредственное излучение от газа к основному приемнику, так и излучение от газа к отражающим поверхностям, затем уже передаваемое ими основному приемнику.

Эта проблема для решения в общем виде требует знания балансов тепла, потерь тепла (стенками) в окружающую внешнюю среду и условий конвекционной передачи тепла внутри камеры. Задача детально рассматривается в последней части этого отдела (стр. 275). Но полную теплопередачу к основной поверхности можно вычислить приближенно, если принять для нее некоторую фиктивную поверхность, равную ее действительной поверхности, плюс



Рис. 23. Излучение на ради параллельных труб.

некоторая доля x отражающих поверхностей. Таким образом в расчет войдут только температура газа и температура поверхности основного приемника.

Доля x , выражающая эффективность отражающих поверхностей, изменяется от нуля — для случая, когда отражающая поверхность значительно превышает поверхность основного приемника — и до единицы, если это соотношение поверхностей очень мало и значение PL также мало. Если площадь отражающей поверхности одинакова с площадью основного приемника, то x можно считать равным 0,7; однако для более точных расчетов следует применять метод, приведенный в последнем разделе (стр. 273).

Излучение от несветящегося газового пламени и топочных газов. Хотя газы этого рода содержат углеводороды, окись углерода, некоторые количества двуокиси серы, кроме углекислоты и водяного пара, тем не менее не будет большой ошибкой учесть лучеиспускание в топочном пространстве только от двух последних газов и пренебречь всеми остальными.

На рис. 24 и 25 графически показано соотношение между температурой газа t_g или температурой поверхности t_s и излучаемой теплотой. Кривые построены для углекислоты и водяного пара на основании неопубликованных расчетов S. A. Guerrieri, но с добавлением новых данных для инфракрасного спектра. Для данного значения PL ордината, соответствующая температуре газа t_g , выражает излучение от газа на единицу поверхности его оболочки в $\text{кал} \cdot \text{час} \cdot \text{м}^2$, обозначаемое через C_g для углекислого газа и через W_g для водяного пара. Для того же значения PL ордината, соответствующая температуре поверхности t_s , выражает ту часть излучения с единицы абсолютно черной поверхности, которая поглощается при прохождении через газ. Эта поглощенная часть излучения обозначается через C_s и W_s соответственно для углекислого газа и водяного пара. Если бы излучение (или поглощение) этих двух газов происходило в совершенно различных частях спектра, величины, получаемые для каждого в отдельности, можно было бы просто складывать для определения излучения от их смеси. Однако следует иметь в виду, что каждый газ не вполне проницаем для излучения от другого газа и поэтому излучение их смеси несколько меньше суммы их излучений, вычисленных для каждого газа в отдельности. С увеличением толщины слоя газа или концентрации излучающих составных частей это отклонение от суммы становится значительным. Поправку можно сделать по графику рис. 26. При малой толщине слоя газа или при малой концентрации, а также при низких температурах этим уменьшением суммарного излучения можно пренебречь совершенно. Если обозначить поправку через K , то теплопередача лучеиспусканием между газом, содержащим одновременно углекислоту и водяной пар, и поверхностью оболочки выразится уравнением:

$$q = S \cdot p_s [(C_g + W_g - K_g) - (C_s + W_s - K_s)], \quad (73)$$

где p_s — поглощательная способность поверхности, S — ее площадь в м^2 , K_g — поправка, взятая по графику рис. 26 при t_g , K_s — поправка, взятая из того же графика при температуре t_s .

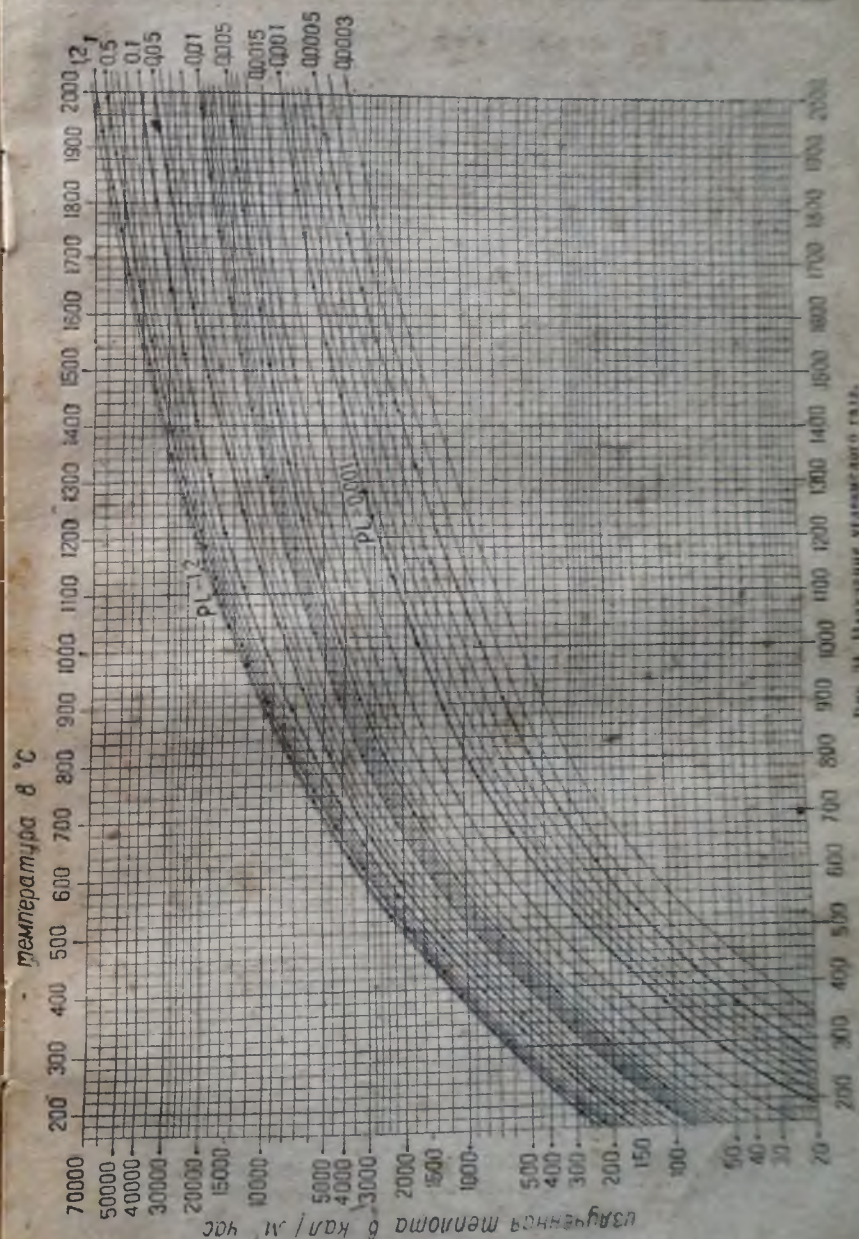


Рис. 24. Излучение углекислого газа.

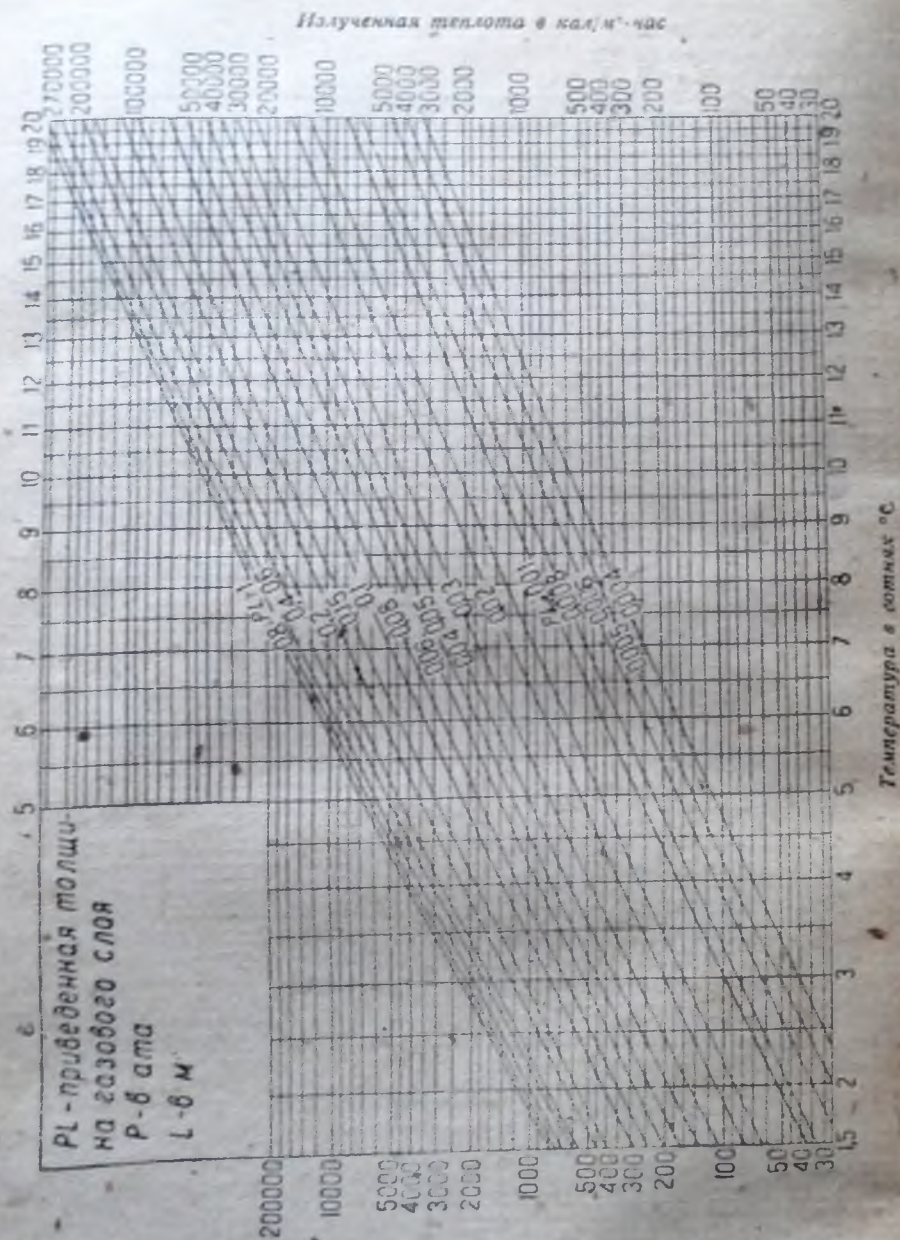


Рис. 25. Излучение водяного пара.

Так как для расчета передачи лучистой теплоты между дымовыми газами и поверхностью приходится обычно брать по паре значений из всех трех графиков — рис. 24, 25 и 26, — то желательно эти расчеты упростить.

Для заданного соотношения между углеродом и водородом в газе можно нанести на график общее излучение $(C + W - K) \cdot L$ в зависимости от температуры.

Далее, если нанесены кривые для различных соотношений $(P_C + P_W) \cdot L$, то ошибки такого графика даже при значительном изменении соотношений углерода и водорода в газе будут очень невелики.

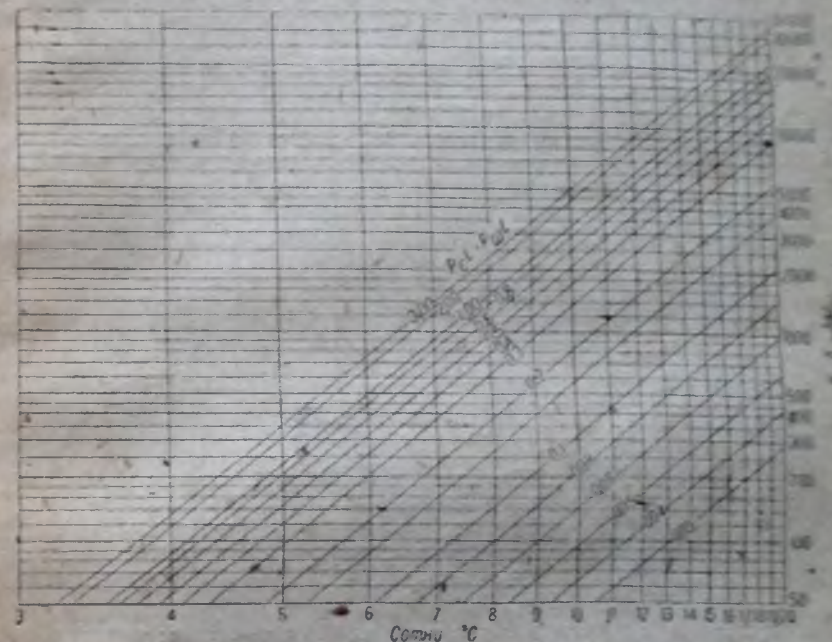


Рис. 26. Поправки для случая совместного излучения углекислоты и водяного пара в смеси.

Есть серьезные основания думать, что несгоревшая плазма помимо теплового излучения, определяемого уравнением (73), излучает энергию в самом процессе реакции горения. Однако пока еще нет данных для вычисления величины этой энергии. Надо думать, что по сравнению с энергией, выражаемой уравнением (73), она незначительна.

Методы построения графиков для углекислоты и водяного пара изложены в статьях Schack [Z. Techn. Physik 5, 266 (1924) и 6, 536 (1925)], а также Hottel (loc. cit.).

На рис. 27 дается сравнение: а) рекомендуемых в настоящее время значений излучения для водяного пара (по рис. 25); б) значений, приводимых Hottel (loc. cit.), которые мало отличаются от значений, данных Schack, и в) значений Schack, данных позднее [Шахк, Теплопередача в промышленных установках, 1930]. Излучение излучения газа по отношению к излучению абсолютно черного тела, измеренной той же температуре, дано в функции от PL для двух предельных температур 1000 и 800°. Как видно, значения, предложенные Schack, гораздо выше, чем данные на рис. 25, кроме тех, которые относятся к очень высоким температурам и очень тонким слоям газа (высокие значения PL). Для PL меньших 0,005 приведенные значения (рис. 25) меньше приводимых Hottel. Для PL, больших 0,005, значения рис. 25 больше,

чем у Hottel, и быстро увеличиваются с увеличением PL .

Новые значения для водяного пара, даваемые графиком рис. 25 при высоких температурах и высоком значении PL , больше значений, даваемых Schack. Это объясняется включением двух сравнительно слабых полос абсорбции (в вычислениях Guerrieri) при длине волны 1,36 и 1,85 μ , которыми Schack пренебрегает в своих вычислениях.

Однако ни график для CO_2 , ни график для водяного пара нельзя считать окончательными; оба они подлежат пересмотру, когда будут получены новые данные об излучении этих газов. Тем не менее кривые рис. 24, 25 и 26 можно пока рекомендовать как наиболее вероятные значения излучения водяного пара и углекислого газа.

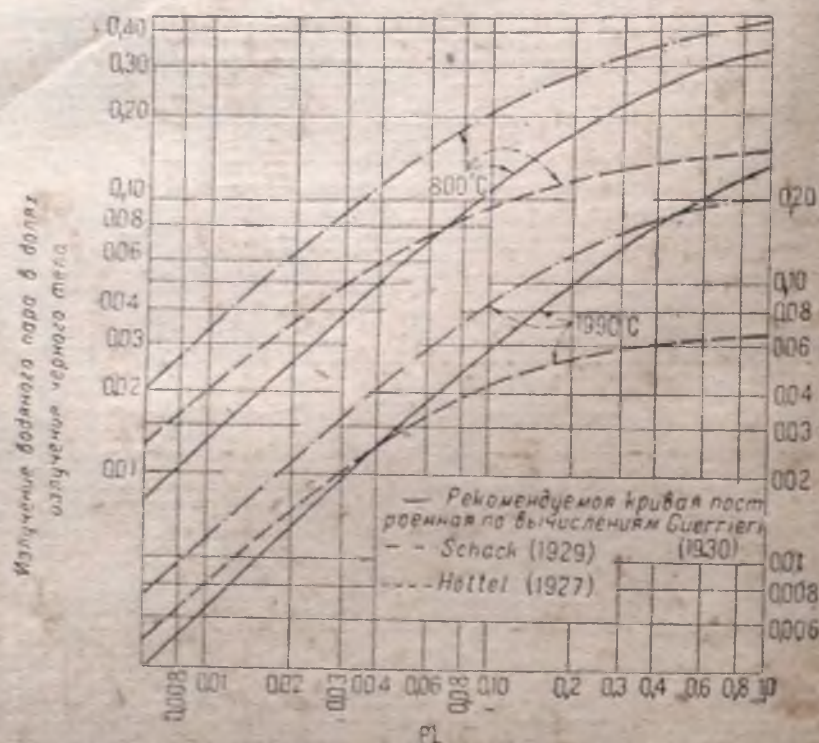


Рис. 27. Сравнение данных различных исследователей об излучении водяного пара.

Недавно изданные работы Schmidt по излучению от водяного пара и предварительные экспериментальные данные по углекислому газу, полученные Массачусетским технологическим институтом, подтверждают, что графики рис. 24 и 25 неточны. Однако эта неточность не слишком велика, если принять во внимание, что и в этих последних работах при расчете излучения от газа к поверхности стенок не учтено поглощение излучения более горячих газов, находящихся в центре камеры, тем слоем более холодного газа, который прилегает к стенкам. Наоборот, принято, что газ по всей массе (как в центре, так и у поверхности стенок) имеет одинаковую температуру. Пока же не исследовано влияние этого градиента температуры, рациональнее употреблять хотя бы и несколько устаревшие значения графиков рис. 24 и 25.

Излучение сернистого газа. При проектировании горелок для серы и холодильников для сернистого газа главной статьей при подсчете общего количества передаваемого тепла может оказаться излучение от газа. За отсутствием более подходящих данных пользуются данными Coblentz [„Investigations of Infra-Red Spectra“ — Carnegie Institute (1905)] об абсорбции в инфракрасном спектре сернистого газа, которые однако никак не могут быть признаны достаточными для точных количественных вычислений. Данные Coblentz представлены на рис. 28 в виде такого же графика, какой был дан для водяного пара и углекислого газа. Заслуживают быть особо отмеченными

сложные расчеты, выполненные для построения графиков рис. 28 S. A. Guerrieri. Уравнение теплопередачи лучеиспусканием для данного случая имеет вид:

$$q = pS(R_r - R_s), \quad (74)$$

где q/S — в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час}$, p — поглощательная способность поверхности стенки, R_r — излучение от сернистого газа, взятое по графику рис. 28 при температуре газа, R_s — то же самое, но соответственно взятое при температуре стенки и следовательно выражающее обратное излучение с поверхности стенки, поглощаемое газом.

Излучение других газов. Поглощение в инфракрасном спектре представлено графически также и для таких газов, как метан [Coblentz, „Investigations of Infra-Red Spectra“ — Carnegie Institute (1905)], хлороводород [Jes, Astrophys. J. 50, 251 (1916)] и аммиак [Robertson и Fox, Proc. Roy. Soc. A. 120, 161 (1928)].

Следовательно излучение от этих газов можно вычислить тем же методом, который применялся для углекислоты, водяного пара и сернистого газа.

Примеры расчетов излучения газов

Пример 4. Дымовой газ, содержащий 8% углекислоты и 10% водяного пара, поступает в цилиндрический канал диаметром 0,6 м при температуре 1000° и выходит при температуре 870°, температура стенок канала в начале равна 650° и в конце его 590°. Поглощательная способность стенок канала равна 0,8. Найти среднюю отдачу теплоты излучением от газа к стенкам канала на квадратный метр их поверхности.

Решение. Среднее арифметическое температуры поверхности канала 620°; согласно уравнению (72) средняя температура газа определится так:

$$t_g = 620 + \frac{(1000 - 650) - (870 - 590)}{2,3 \lg \frac{1000 - 650}{870 - 590}} = 20 + 313 = 933^\circ.$$

По табл. 28 средняя длина луча в цилиндре равна диаметру его, т. е. 0,60 м. Тогда $P_{CL} = 0,08 \cdot 0,60 = 0,0480$ и $P_{PL} = 0,10 \cdot 0,60 = 0,06$.

По графику рис. 24 излучение C_r от углекислого газа при температуре газа 933° и при $PL = 0,048$ равно 660 $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час}$; при температуре поверхности 620° ($C_s = 240$) $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час}$.

Аналогично этому по графику рис. 25 излучение водяного пара W_{r2} при $PL = 0,06$ равно 600 и $W_{s2} = 240$. Поправочный коэффициент для излучения смеси газов определяется по графику рис. 26.

Поправочные коэффициенты, соответствующие значению $P_{CL} + P_{PL} = 0,108$, будут $K_{r2} = 300$ и $K_{s2} = 60$ соответственно.

Окончательный результат получается путем подстановки вышеприведенных величин в уравнение (73):

$$q'S = 0,8 [(6600 + 6000 - 300) - (2400 + 2400 - 60)] = 0,8 [12900 - 4800] = 6400 \text{ кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час}.$$

Поскольку средняя разность температур газа и поверхности равна 313°, эмпирический коэффициент, соответствующий конвекционному коэффициенту теплопередачи, равен $6400/3,3 = 20,4$. Если сам конвекционный коэффициент = 1, то излучение газа составляет $20,4/(20,4 + 10) = 0,67$, или 67% общей теплопередачи.

Пример 5. Дымовые газы, содержащие 6% углекислоты и 11% водяного пара по объему, протекают по межтрубному пространству конвекционной секции нефтяной трубчатой печи, состоящей из рядов 4-дюймовых (101,6 мм) труб с расстояниями между центрами в 8 дюймов (203 мм); в каждом ряду 9 труб диаметром по 7,6 м; ряды расположены в шахматном порядке таким образом, что центры труб лежат в вершинах равносторонних треугольников. Дымовые газы входят при тем-

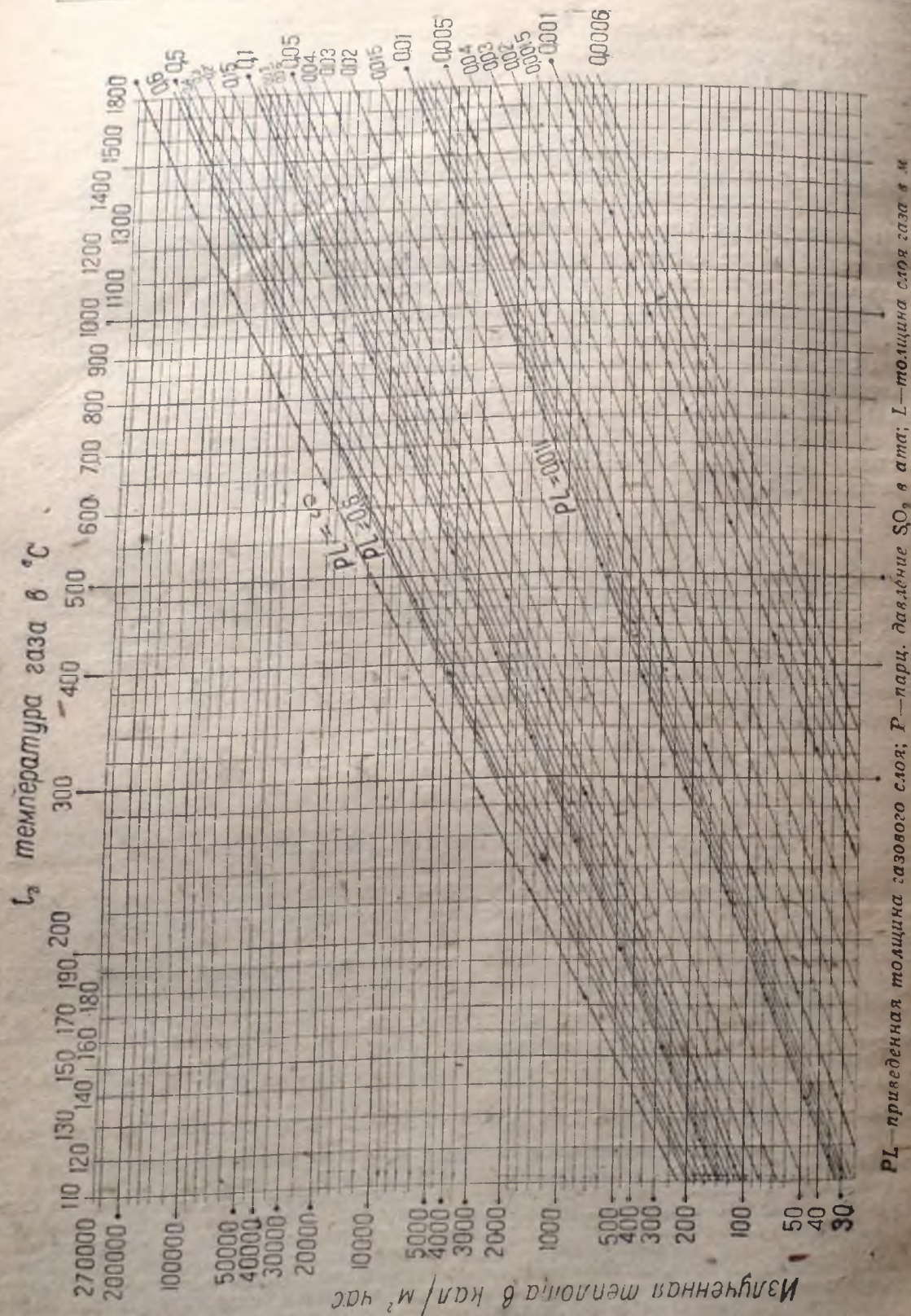


Рис. 28. Излучение сернистого газа.

пературе 870° и выходят при температуре 530°. Нефть идет противоток, ее температура поднимается с 300 до 400°. Найти среднее количество тепла, передаваемого через 1 м² трубки за счет излучения от газа.

Помимо непосредственного излучения от газа к трубам здесь имеет место еще и вторичное излучение от огнеупорных стен, окружающих камеру. Количественно эффект от этого излучения может быть определен приближенным методом, если известны данные (стр. 259).

Каждому ряду труб соответствует $0,1016 \cdot \sqrt{3} = 0,176$ м стенок по высоте, произведем $(1,203 \cdot 9 \cdot 2 + 7,6 \cdot 2) \cdot 0,176 = 3,32$ м². Один ряд труб имеет поверхность $(1,203 \cdot 9 \cdot 2 + 7,6 \cdot 2) \cdot 0,176 = 21,81$ м². Если принять поправочный коэффициент для вторичного отражения равным 0,7, то получим эффективную поверхность труб:

$$\frac{21,81 + 0,7 \cdot 3,32}{21,81} = 1,11 \text{ м}^2$$

на 1 м² фактической поверхности. Для точного расчета наружной температуры труб по известной температуре нефти надо знать частный коэффициент теплопередачи от нефти, сопротивление стенок труб и количество передаваемого тепла. Обычно эти вычисления ведут методом последовательных приближений. Для данного примера можно принять перепад температур при прохождении тепла через стенку трубы и пленку нефти равным 40°, тогда температуры поверхности труб будут 440° и 440°, в среднем 390°.

Температура излучающего газа будет:

$$t_g = 390 + \frac{(870 - 440) - (530 - 340)}{2,3 \lg \frac{870 - 340}{530 - 340}} = 390 + 294 = 684^\circ$$

Согласно табл. 28 $L = 2,8 \times$ просвет между трубами или $2,8 \cdot 0,101 = 0,28$ м. $P_{\text{г}} = 0,06 \cdot 0,28 = 0,0168$; $P_{\text{ст}} L = 0,11 \cdot 0,28 = 0,0308$. По графику рис. 24 $C_{\text{га}} = 2200 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час}$, а $C_{\text{ст}} = 540 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час}$; по графику рис. 25 $W_{\text{га}} = 1930$, а $W_{\text{ст}} = 600$; по графику рис. 26 $K_{\text{га}} = 0,8$ и $K_{\text{ст}} = 0,8$ — пренебрежимо малы. Если излучательную способность поверхности труб считать равной 0,8, то получим:

$$q_s = 0,8 [(2200 + 1930) - (540 + 600)] \cdot 1,11 = 0,8 \cdot 2990 \cdot 1,11 = 2600 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час}$$

Для данных условий теплопередача конвекцией будет вероятно еще больше теплопередачи лучеиспусканием.

Излучение твердых частиц, взвешенных в газе

Излучение пламени пылевидного угля, излучение от раскаленных пылинок в газе или от пламени, светящегося вследствие выделения сажи от разложения углеводородов, — все это примеры практически важных проблем излучения от твердых взвешенных частиц. Пламя пылевидного топлива содержит в себе частицы размером от 0,25 мкм и до нуля, средний размер этих частиц примерно 0,02 мкм; состав частиц переменный, начиная от очень высокого процента углерода до почти чистой золы.

Наличие взвешенных частиц сажи в светящемся газовом пламени является следствием распада углеводородов, вызванного недостаточным перемешиванием газа с воздухом перед нагреванием; частицы сажи состоят из углерода и очень тяжелых углеводородов; первоначальный размер их около 0,0003 мкм (0,3 м). Частицы пылевидного топлива довольно велики, и поэтому они почти непроницаемы для падающего на них излучения, частицы же светящегося пламени настолько малы, что в отношении теплового излучения, т. е. излучения длинными волнами, они играют роль полупрозрачных тел.

¹ Термин «светящееся пламя» во всей этой главе относится к пламени, которое делается светящимся от образующихся тут же накаливаемых частиц сажи, а не от наличия в нем макроскопических пылинок, частиц распыленного угля или порошков металлов.

Светящееся пламя

К разработке метода расчета излучения светящегося пламени подходят двумя путями. Первый состоит в собирании опытных данных о действительном поведении пламени в разных условиях аэрации, составе горючего, объеме пламени и пр., для использования этих данных в качестве основы для расчетов. К сожалению, опубликованные материалы по этому вопросу очень скудны и в большинстве содержат результаты измерений общего излучения от небольшого пламени в лаборатории и не дают указаний, как определить степень прозрачности пламени или как вычислить излучение от большого

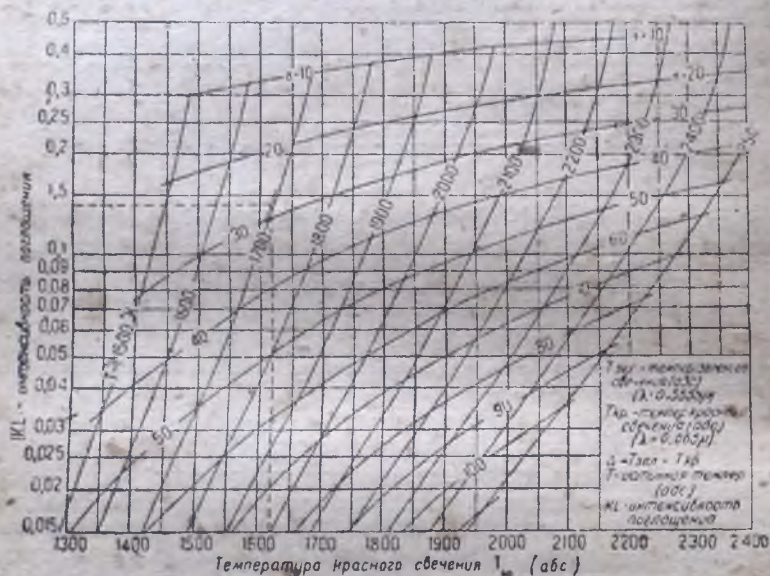


Рис. 29. Интенсивность поглощения светящегося пламени.

пламени того же типа. Изменения в концентрации сажи, вызванные изменениями конструкции топки, формы камеры сгорания, степени первичной и вторичной аэрации, состава газообразного горючего, регулирования тяги в топке, не учитываются. Все это приводит к тому, что такой расчет излучения от светящегося пламени будет крайне неточным.

Однако можно избрать второй путь: получив опытные данные по топке, условия сгорания которой известны, разработать метод, позволяющий применить их для топок иных размеров и форм, но имеющих более или менее сходные условия сгорания.

Количественный анализ монохроматического поглощения светящегося пламени при различной длине волны показывает, что способность поглощения (излучения) резко уменьшается с увеличением длины

волны и что общая средняя поглощательная способность (сумма во всех длин) меньше поглощательной способности в видимом спектре; это чрезвычайно затрудняет измерение излучательной способности светящегося пламени путем непосредственного наблюдения [Hottel & Broughton, The Determination of True Temperature and Total Radiation from Luminous Gas Flames, Ind. Eng. Chem., Analyt. ed., 4, 366 (1932)].

Тем не менее при помощи оптического пирометра со светофильтрами (красным и зеленым) для волн разной длины можно найти для

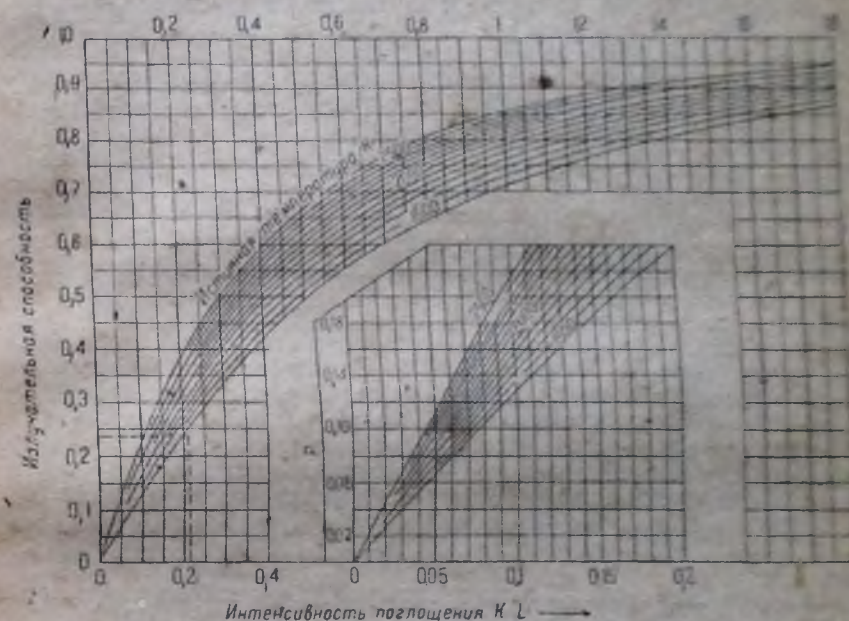


Рис. 30. Излучение светящегося пламени.

такие температуры: $T_{\text{кр}}$ — температуру начала красного свечения ($\lambda = 0,6651 \mu$) и $T_{\text{зел}}$ — для зеленого свечения ($\lambda = 0,5553 \mu$), измерения которых, можно вычислить и истинную температуру пламени и его общую излучательную способность. На рис. 29 дан график, по которому можно найти истинную температуру пламени $T_{\text{пл}}$ по данным измеренным значениям $T_{\text{кр}}$ и $\Delta = (T_{\text{зел}} - T_{\text{кр}})$.

По этому же графику находят интенсивность поглощения $K L$, где K — показатель концентрации сажи в пламени, а L — толщина слоя пламени, через который ведется наблюдение пирометром.

Зная интенсивность поглощения, можно воспользоваться графиком рис. 30 для определения эффективной излучательной способности ореола пламени. Теплопередача от ореола пламени с поверхностью S

при истинной температуре пламени $T_{пл}$ на окружающие стены с температурой $T_{ст}$ выражается следующим уравнением:

$$q = 4,96S \left[\left(\frac{T_{пл}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{ст}}{100} \right)^4 \right] p_{пл} p_{ст}, \quad (75)$$

где $p_{пл}$ — излучательная способность ореола пламени, определяемая по графику рис. 30, а $p_{ст}$ — поглощательная способность окружающих стенок.

При отсутствии оптического пирометра с красным и зеленым светофильтрами, графиком рис. 29 все же можно пользоваться для определения интенсивности поглощения: а) если температура появления красной полосы спектра $T_{кр}$ определена обычным оптическим пирометром, а истинная температура $T_{пл}$ — хорошо омыаемой газом термопарой, или б) если позади пламени на линии видимости пирометра поставить зеркало. Существенный недостаток первого метода заключается в том, что интенсивность поглощения KL быстро меняется с изменением небольшой величины $(T_{пл} - T_{кр})$, т. е. разницы между показаниями температуры на двух приборах совершенно разных типов, вследствие чего требуются высокая точность и надежность измерений температуры.

Пользуясь принципом двух цветов для определения истинной температуры и общей поглощательной способности пламени, следует помнить, что пирометр должен «видеть» только пламя, т. е. позади пламени в задней стенке топки должно быть открытое отверстие (смотровое окно) или холодная неотражающая стенка, но отнюдь не раскаленная отражающая поверхность. Если измерена температура какого-либо пламени данных размеров с целью определить его интенсивность поглощения KL и по ней рассчитать поглощательную способность $p_{пл}$ такого же, но большего по размеру пламени, то, прежде чем применять график рис. 30, надо интенсивность поглощения KL_1 , найденную по графику рис. 29, помножить на отношение $\frac{L_2}{L_1}$. Новое значение KL может быть вычислено только для пламени, аналогичного по геометрической форме тому, над которым были произведены измерения.

Пример расчета дан в конце этого раздела.

Опытные данные о светящемся пламени в промышленных топках показывают, что излучение его часто бывает больше, чем излучение от пламени несветящихся газов. Lent [Wärme 49, 145 (1926)] делал пламя доменных газов почти черным путем карбюрации бензином для образования сажи. Haslam и Boyer [Ind. Eng. Chem. 19, 4 (1927)] нашли, что светящееся ацетиленовое пламя излучает примерно в четыре раза больше тепла, чем несветящееся, хотя размеры их опытного пламени не позволяли достигнуть полной черноты.

Пламя пылевидного угля

Излучение от пламени угольной пыли было изучено Wohlenberg и его сотрудниками аналитическим методом [Trans. A. S. M. E. 47, 127 (1925), там же, 48, 849 (1926), там же F. St. Power Section,

FSP 51, 36 (1929)] и Haslam и Hottel [Trans. A. S. M. E. 50, FSP 50, 3 (1928)]. Последний показал, что излучение от пламени к окружающим стенкам, обусловленное наличием в пламени макроскопических взвешенных частиц, может быть выражено следующим уравнением:

$$q = 4,96 S \left[\left(\frac{T_{пл}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{ст}}{100} \right)^4 \right] p_2 p_{ст}, \quad (76)$$

где q — количество переданного тепла в кал/час, S — поверхность ореола пламени в m^2 , $T_{пл}$ и $T_{ст}$ — абсолютные температуры пламени и окружающих стенок, p_2 — излучательная способность пламени, обуслов-

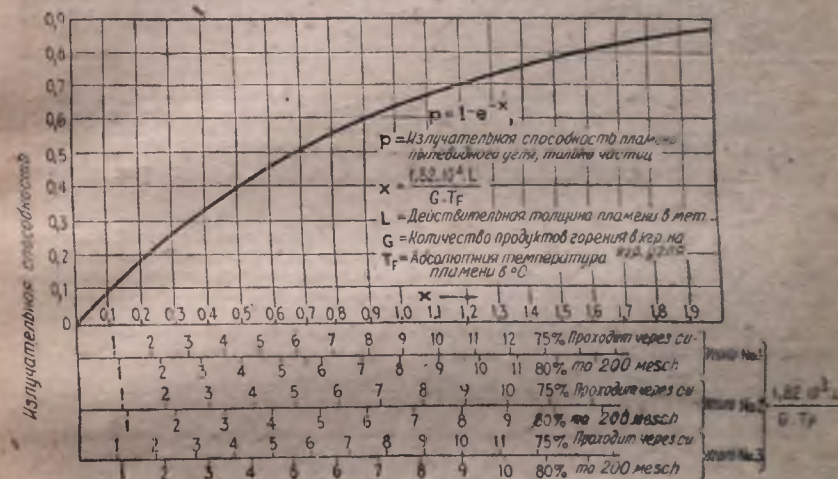


Рис. 31. Излучение пламени пылевидного угля.

ленная наличием макроскопических частиц, и $p_{ст}$ — поглощательная способность окружающей поверхности. Излучательная способность p_2 может быть определена из уравнения

$$p_2 = (1 - e^{-x}),$$

где

$$x = \frac{17,6 \left[(1 - V) \frac{\gamma_0}{\gamma_1} \right]^3 \cdot L \cdot 10^4}{G_B \gamma_0 d_0 T_{пл}}$$

В этом выражении L — эффективная толщина пламени, определяемая как в разделе об излучении газа (табл. 28), V — доля летучих веществ и влаги в сжигаемом угле, γ_0 и γ_1 — первоначальный удельный вес угля и удельный вес получающегося из этого угля кокса в kg/m^3 ; G_B — вес продуктов сгорания в кг на 1 кг угля; d_0 — начальный средний диаметр частиц угля в мм; $T_{пл}$ — средняя абсолютная

температура пламени в °К. Чтобы не вычислять все эти величины, особенно средний диаметр частиц из данных ситового анализа, дан график рис. 31 с масштабами, соответствующими трем углям следующих составов (табл. 29).

Таблица 29

№ угля	Вид угля	Теплотв. сп. кал/кг	V	γ ₀	γ ₁
1	Иллинойский битуминозный, Saline Co.	7100	38,4	1340	1230
2	McDowell, W. Va.	8050	16,0	1400	1200
3	Чистый углерод	8050	0	1600	1600

Для вычисления излучательной способности пламени по графику рис. 31 надо только знать L , G_B и $T_{пл}$. Масштаб на графике рис. 31 берется по табл. 29 наиболее подходящий к сжигаемому углю. Метод определения средней температуры пламени $T_{пл}$ будет рассмотрен ниже 1.

Пример 6. Надо определить (приблизительно) излучение проектируемой топочной горелки со светящимся пламенем на основании измерений, произведенных на подобной же камере сгорания, но имевшей все размеры вдвое меньше размеров проектируемой. Поддерживается по возможности полное подобие в условиях подвода воздуха и смешивания. Пламя в обоих случаях имеет почти сферическую форму. На пламя по его диаметру направлен оптический пирометр с красным и зеленым светофильтрами. Измеренные температуры оказались следующие: $T_{кр} = 1482^\circ\text{C}$ ($=1755^\circ\text{K}$) и $T_{зел} = 1505^\circ\text{C}$ ($=1778^\circ\text{K}$).

а) Требуется определить излучательную способность и истинную температуру пламени.

б) Какова будет теплоотдача с 1 м^2 ореола пламени проектируемой большой установки при той же температуре его, если температура стенок 1400°C , стенки абсолютно черные?

Решение.

а) Согласно графику рис. 29 при температуре появления красной полосы спектра пламени $T_{кр} = 1755^\circ\text{K}$ и при разнице температур $T_{зел} - T_{кр} = 1778 - 1755 = 23^\circ\text{K}$, истинная температура пламени будет 1811°K , а интенсивность поглощения $KL = 0,21$. Это значение KL соответствует длине луча L , равной диаметру окружности пламени. По табл. 28 среднее значение L составляет $\frac{2}{3}$ диаметра при сферической форме излучающей среды. Тогда средняя интенсивность поглощения будет равна $0,21 \cdot \frac{2}{3} = 0,142$. По графику рис. 30 при $KL = 0,142$ и истинной температуре пламени $= 1811^\circ\text{K}$ излучательная способность пламени будет 0,22.

б) Если удвоить размеры пламени, сохраняя все остальные величины неизменными, то интенсивность поглощения KL удвоится. При $KL = 0,284$ по графику рис. 30 излучательная способность пламени будет 0,38 (а не удвоенное число 0,22). Излучение на 1 м^2 ореола пламени выразится так:

$$\frac{q}{S} = 4,6 \left[\left(\frac{1811}{100} \right)^4 - \left(\frac{1673}{100} \right)^4 \right] 0,38 = 49\,000 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час.}$$

В конце следующего раздела дан пример, иллюстрирующий способ пользования графиком рис. 31.

¹ Последние работы Sherman (неопубликованные) показывают, что излучение от пламени пылевидного угля значительно больше, чем это следует по графику рис. 31. Причина расхождения, вероятно, заключается в том, что средний размер частиц угля, проходящих через сито 200 меш, значительно меньше, чем это было принято при построении графика 31.

Общая проблема теплопередачи в камере сгорания

Одной из самых сложных проблем теплопередачи является теплопередача в топочном пространстве печей, где теплота передается одновременно всеми описанными выше способами. Изучение этой проблемы возможно двумя методами: а) теоретическим — путем рассмотрения влияния отдельных факторов, действующих согласно разобранному ранее принципам с последующим их комбинированием, и б) эмпирическим — путем анализа характеристик топки и выяснения условий, при которых возможно обобщение опытных данных. Второй метод дает более простые и надежные результаты, и поэтому он будет рассмотрен сначала.

Оггоск [Trans. A. S. M. E. 45, 1148 (1925)] на основании обширных опытных данных о котельных топках предложил простое уравнение:

$$\mu = \frac{1}{1 + \frac{G \sqrt{C_0}}{60}}, \quad (77)$$

где μ — доля всего тепла (отсчет теплосодержаний ведется от температуры наружного воздуха), поступающего за час в топку (включая тепло, вносимое с топливом, подогретым воздухом и с рециркулирующим газом), переданная основной воспринимающей теплоту поверхности; G — отношение веса воздуха к весу горючего или веса воздуха к рециркулирующего топочного газа к весу горючего и C_0 — интенсивность горения¹, выражаемая в килограммах «эквивалентного количества хорошего битуминозного угля»¹ на 1 м^2 , охлаждаемой водой поверхности в час. Wilson, Lobo и Hottel [Ind. Eng. Chem. 24, 486 (1932)], анализируя результаты 62 опытов на 12 нефтяных трубчатках различного типа, пришли к выводу, что уравнение Оггоска можно применять для печей коробчатого типа, с трубами, расположенными в один ряд по стенам. При этом указанные авторы предлагают другую форму уравнения (77):

$$\mu = \frac{1}{1 + \frac{G \sqrt{Q/S_C}}{5300}}, \quad (78)$$

где Q — количество тепла, выделяемого топливом, сжигаемым за 1 час в калориях, и S_C — нагреваемая поверхность труб (м^2), т. е. периметр, умноженный на обогреваемую длину и на число труб. Для печей такого же типа, но с большим количеством рядов труб рекомендуется следующее уравнение:

$$\mu = \frac{1}{1 + \frac{G \sqrt{Q/\epsilon \cdot S_{C.P}}}{7000}}, \quad (79)$$

в котором $S_{C.P}$ — плоская поверхность, заменяющая трубы, и ϵ — степень поглощения излучения рядами труб по сравнению с заменяющей

¹ Условное топливо $Q_{раб} 7800 \text{ кал/кг}$.

их плоскостью (см. рис. 23 и пример 3 на стр. 255). Еще более общее уравнение, рекомендуемое при проектировании печей, отклоняющихся от стандартного распределения горячих и холодных поверхностей в камере сгорания, приведено в статье, указанной выше.

Хотя эмпирические уравнения, подобные приведенным, отличаются простотой и дают довольно точные результаты в пределах условий, на которые они рассчитаны, однако теоретически они не обоснованы и непригодны для применения к типам печей, отличающимся по устройству от тех, для которых они выведены.

Поэтому следует обратиться к теоретическому исследованию вопроса и посмотреть, насколько возможно получить решение проблемы этим путем. Рассмотрим два предельные, неосуществимые практически, типа печей, к которым однако действительные печи, встречающиеся на практике, могут приближаться. В первом предельном случае сгорание происходит мгновенно и целиком, при входе горючего в печь. Следовательно в этой точке температура пламени и есть так называемая "теоретическая температура пламени". Она обусловлена степенью нагрева и составом горючего, количеством избыточного воздуха и т. д. По мере продвижения газа от этой точки к выходу из печи температура его непрерывно падает по мере отдачи тепла стенкам печи. Расчет работы печи такого рода не представляет затруднений, так как начальная температура газа или пламени известна в этом случае непосредственно, без расчета потерь тепла в процессе сгорания. Теоретическая температура пламени рассчитывается, а предполагаемой температурой отходящих газов задаются. Это дает возможность определить количество тепла, сообщаемого пламенем по (1) тепловому балансу продуктов сгорания, охлаждающихся от температуры пламени до температуры выходящих газов, и (2) по уравнению теплопередачи, включающему среднюю температуру газа, выражающую через теоретическую температуру пламени и температуру отходящих газов. Если оба способа (1) и (2) дают одинаковый результат, то это значит, что температурой отходящих газов задались правильно.

Во втором крайнем случае сгорание происходит настолько медленно, что вследствие постепенного перемешивания газов в камере сгорания пламя равномерно распространено по всему объему камеры. Температура пламени определяется по количеству тепла, выделенному топливом, минус потеря тепла от пламени к стенкам камеры за время горения топлива. Поскольку считается, что камера наполнена однородной плазменной средой, постольку температура выходящего из камеры газа будет одинакова с температурой пламени.

Ни один из этих случаев в чистом виде в практике не встречается; тем не менее первый приближается к печам, работающим на газе, сгорающим по типу конуса горелки Бунзена, причем весь воздух подается как первичный воздух. Для сгорания однородной газозооной смеси требуется столько же времени, сколько и для прохода газа через узкую коническую зону пламени у отверстия горелки. R e m b e r t и H a s l a m [Ind. Eng. Chem. 18, 1 (1926)] показали, что при этом типе горения реакция сгорания заканчивается на расстоянии 100 мм от конца горелки при скорости газа в горелке 24 м/сек. Типичным представителем печей этого типа в промышленности является методическая печь для подогрева слитков, работающая на коксовом газе.

Второй тип сгорания в практике в столь чистом виде не встре-

чается. Если бы упомянутая выше нагревательная печь ~~обогревалась~~ генераторным газом с применением длиннозамкнутого сжатия, то в первой половине печи, где находятся отверстия для газа, температура можно было бы принять везде одинаковой и определить по тепловому балансу этой части печи. Тогда вторую половину печи можно было бы рассматривать так же, как указано в случае 1. В качестве примера промышленной печи, подходящей к случаю 2, можно указать на котельную топку для пылевидного угля. Здесь температура пламени неодинакова в разных частях зоны горения, но тем не менее без большой погрешности можно принять по всей топочной камере среднюю эффективную температуру; это допущение необходимо, чтобы избежать непреодолимых трудностей при расчете.

Рассмотрим более детально основные положения второго случая. Надо определить излучение однородного пламени со средней температурой $T_{пл}$ — равной температуре газа, уходящего из камеры сгорания, на окружающие его поверхности; при этом примем, что существуют только две средние температуры этих поверхностей — это температура основного приемника, назовем его холодной поверхностью (хотя ее температура может быть 500° и выше), и температура отражающих стенок. Теплота передается от пламени к холодной и отражающей поверхности, а от последней часть теряется во вне, а оставшее тепло опять передается холодной поверхности.

1. Тепло, выделяющееся при сгорании топлива, должно равняться теплу, отданному пламенем, плюс тепло, уносимое газами, уходящими из камеры сгорания.

2. Количество тепла, отданное пламенем отражающим стенкам, должно быть равно теплу, потерянное этими стенками во внешнее пространство, плюс тепло, излученное ими к холодной поверхности.

Для удовлетворения этих условий составляются уравнения, включающие среднюю температуру пламени $T_{пл}$ и среднюю температуру отражающих поверхностей — $T_{ст}$. Другие величины, входящие в уравнение, или известны или же являются функциями этих температур.

Из этих уравнений $T_{пл}$ и $T_{ст}$, а следовательно и теплоотдача печи могут быть определены без труда.

Если за единицу времени принять 1 час, то уравнения примут такой вид:

$$q = \frac{P_x [K_1 (T_{пл}^4 - T_{ст}^4) + K_2 (T_{пл}^4 - T_x^4)] + q_x + q_{ст}}{1} \quad (80)$$

теплота, отдаваемая пламенем	теплота, излучаемая пламенем в направлении отражающих поверхностей	теплота, излучаемая от пламени в направлении холодной поверхности	теплота, переданная холодной поверхности	теплота, переданная отражающим поверхностям
	Тепло, передаваемое излучением		Тепло, передаваемое конвекцией	

и

$$P_{ст} [K_1 (T_{пл}^4 - T_{ст}^4)] + q_{ст} = \frac{K_2 (T_{ст}^4 - T_x^4)}{1} + q_{вн} \quad (81)$$

излучением	конвекцией	Теплота, передаваемая от отражающих поверхностей к холодной поверхности	Внешняя потеря тепла с поверхности
------------	------------	---	------------------------------------

$$q = \underbrace{H_1}_{\text{теплота, получаемая от сгорания топлива}} + \underbrace{H_A}_{\text{теплота, содержащаяся в подогретом воздухе}} - \underbrace{H_2}_{\text{тепло в газах, уходящих при температуре } T_{\text{пл}}} \quad (82)$$

В этих уравнениях:

q — общее количество тепла, отдаваемого пламенем (все виды теплопередачи) в кал/час,

p_x — поглощательная способность холодной поверхности; равняется истинной поглощательной способности, если холодная поверхность представляет плоскость; близка к единице, если холодной поверхностью является батарея труб,

$p_{\text{от}}$ — поглощательная способность отражающих поверхностей. Может быть взята средняя величина между истинной поглощательной способностью и единицей [Wohlenberg и Moggow, loc. cit.],

$T_{\text{пл}}$ — средняя температура пламени в °K,

$T_{\text{от}}$ — средняя температура отражающих поверхностей в °K,

T_x — температура холодной поверхности в °K,

q_x — количество тепла в кал/час, передаваемое конвекцией на холодную поверхность, причем только на ту ее часть, которая оказывает влияние на среднюю температуру пламени в камере сгорания. Поэтому в значение q_x не включена теплота, передаваемая конвекцией к трубам в паровых котлах с выносной топкой, где нагрев труб имеет вне камеры сгорания; тепло же, передаваемое конвекцией к боковым стенкам с водяным охлаждением, включается в q_x ,

$q_{\text{в.л}}$ — потеря отражающей поверхности в кал/час,

$q_{\text{от}}$ — теплота, передаваемая конвекцией к отражающим поверхностям в кал/час,

H_1 — теплота, выделяющаяся от сгорания топлива в кал/час (произведение теплотворной способности топлива на общее количество топлива с поправкой на неполноту сгорания, несгоревшую окись углерода и пр.),

H_A — теплота, приносимая с входящим воздухом; H_A равно нулю, если воздух не подогрет,

H_2 — тепло, уносимое с продуктами сгорания, уходящими из топочной камеры при температуре $T_{\text{пл}}$,

K_1, K_2, K_3 — коэффициенты уравнений. Они будут рассмотрены ниже. Неизвестную температуру $T_{\text{от}}$ можно исключить, комбинируя два первых уравнения, упростив уравнение (81) допущением, что теплота, передаваемая конвекцией, $q_{\text{от}}$, к отражающей поверхности, равна потерям с этой поверхности $q_{\text{в.л}}$ в окружающую среду. Опыт показал, что такое допущение возможно и что даже большая вносимая этим ошибка существенного влияния на конечный результат не оказывает.

Уравнение, полученное путем исключения $T_{\text{от}}$ из уравнений (80) и (81), имеет следующий вид:

$$q = p_x \left[\frac{K_1 K_3}{p_{\text{от}} K_1 + K_3} + K_2 \right] \cdot (T_{\text{пл}}^4 - T_x^4) + q_x + q_{\text{от}} \quad (83)$$

В уравнениях (82) и (83) неизвестными величинами являются только $T_{\text{пл}}$ и q , все остальные или известны или являются функцией $T_{\text{пл}}$. Поэтому уравнения можно решить, задаваясь значениями $T_{\text{пл}}$ и затем вычисляя для обоих уравнений q ; совпадение значений q указывает на правильность выбранного значения $T_{\text{пл}}$. Но прежде чем пользоваться уравнением (83), необходимо установить значения величин K_1, K_2 и K_3 .

$K_1(T_{\text{пл}}^4 - T_{\text{от}}^4)$ — теплота, получаемая пламенем на отражающую поверхность:

$$K_1(T_{\text{пл}}^4 - T_{\text{от}}^4) = p_{\text{от}} \cdot S_{\text{от}}^* \cdot 4,96 \left[\left(\frac{T_{\text{пл}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{от}}}{100} \right)^4 \right];$$

$K_2(T_{\text{пл}}^4 - T_x^4)$ — теплота, излучаемая пламенем на холодную поверхность:

$$K_2(T_{\text{пл}}^4 - T_x^4) = p_{\text{пл}} \cdot S_{\text{пл}}^* \cdot 4,96 \left[\left(\frac{T_{\text{пл}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_x}{100} \right)^4 \right];$$

$K_3(T_{\text{от}}^4 - T_x^4)$ — теплота, излучаемая отражающими поверхностями на холодную поверхность:

$$K_3(T_{\text{от}}^4 - T_x^4) = p_{\text{от}} (1 - p_{\text{пл}}) S_{\text{от}}^* \cdot F_{\text{от}} \cdot 4,96 \left[\left(\frac{T_{\text{от}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_x}{100} \right)^4 \right] = \\ = p_{\text{от}} (1 - p_{\text{пл}}) S_{\text{от}}^* \cdot F_1 \cdot 4,96 \left[\left(\frac{T_{\text{от}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_x}{100} \right)^4 \right].$$

В этих уравнениях: $p_{\text{пл}}$ — излучательная способность всех составных частей пламени, определяемая по каждой из них в отдельности и суммируемая по способу, указанному ниже, $p_{\text{от}}$ — поглощательная способность отражающей поверхности, $(1 - p_{\text{пл}})$ — прозрачность пламени — доля излучения, не поглощаемая пламенем при передаче излучения от одной поверхности к другой, $S_{\text{пл}}^*$ — часть поверхности пламени, расположенная против или соприкасающаяся с поверхностью отражения $S_{\text{от}}$, $S_{\text{пл}}^*$ — часть поверхности пламени, расположенная против холодной поверхности; $S_{\text{пл}}^* + S_{\text{от}}^* = S_{\text{пл}}$ (= общей поверхности пламени). Если пламя заполняет камеру, то $S_{\text{пл}}^* = S_{\text{от}}$ и $S_{\text{пл}}^* = S_x$, $S_{\text{от}}$ — площадь отражающей поверхности, S_x — площадь холодной поверхности, $F_{\text{от}}$ — доля излучения с поверхности $S_{\text{от}}$, воспринимаемая поверхностью S_x , $F_{\text{от}}$ — это коэффициент в табл. 27, F_x — доля излучения с поверхности S_x , воспринимаемая поверхностью $S_{\text{от}}$. Согласно стр. 253:

$$S_{\text{от}} \cdot F_{\text{от}} = S_x \cdot F_x.$$

Значения K_1 , K_2 и K_3 из последних трех уравнений подставим в уравнение (83), а уравнение (82) еще раз выпишем рядом:

$$q = p_x p_{пл} \cdot 4,96 \left[S_{пл} + S'_{пл} \cdot \frac{1}{1 + \frac{p_{пл}}{1 - p_{пл}} \cdot \frac{S'_{пл}}{S_{ст} F_{ст}}} \right] \times \left[\left(\frac{T_{пл}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_x}{100} \right)^4 \right] + q_x + q_{ст} \quad (83a)$$

и

$$q = H_T + H_A - H_2. \quad (82)$$

Решив уравнения (83a) и (82), найдем значения $T_{пл}$ и одновременно искомую теплопередачу q . Если бы надо было определить температуру отражающей поверхности $T_{ст}$ исключенную путем комбинирования уравнений (80) и (81), то это можно сделать по следующему уравнению, полученному из уравнения (81):

$$T_{ст} = T_x \sqrt[4]{\frac{\left(\frac{T_{пл}}{T_x} \right)^4 + \frac{1 - p_{пл}}{p_{пл}} \cdot \frac{S_{ст} F_{ст}}{S'_{пл}}}{1 + \frac{1 - p_{пл}}{p_{пл}} \cdot \frac{S_{ст} F_{ст}}{S'_{пл}}}}. \quad (84)$$

В уравнениях (83a) и (84) произведения $S_x F_x$ и $S_{ст} F_{ст}$ тождественны и могут заменять друг друга. Выбор того или другого из них зависит от распределения поверхностей, причем расчет легче вести по поверхности, площадь которой меньше.

Заслуживает внимания сравнительная простота уравнения (83a), выражающего сложный механизм прямой и косвенной передачи тепла от пламени к холодной поверхности. Оно имеет форму уравнения Стефана-Больцмана; коэффициент F_1 (в табл. 27) представляет произведение поглощающей способности холодной поверхности и излучающей пламени, а коэффициент F_5 (табл. 27) равен площади холодной поверхности (или поверхности соприкасающегося с ней пламени) плюс некоторая доля отражающей поверхности (или поверхности соприкасающегося с ней пламени). Это и есть коэффициент эффективности отражающей поверхности x , о котором говорилось в разделе „Излучение газов“.

Метод вычисления $p_{пл}$ нуждается в пояснении. Naslam и Hottel (l.c.) показали, что если p_1 означает излучательную способность пламени, вызванную только наличием частиц сажи, а p_2 — его излучательную способность, зависящую от других факторов, например несветящихся газов или частиц пылевидного угля, то общая излучательная способность от сочетания всех факторов равна: $p_1 + p_2 - p_1 \cdot p_2$. Вычисление излучательной способности пламени несветящихся газов ведется упрощенным способом, подобно тому как рассчитывается излучение от твердого тела в выражении для коэффициента суммарной передачи тепла конвекцией и излучением. Способ расчета поясняется следующим примером:

Пример 7. Пылевидный уголь сжигается в топочной камере парового котла. Верх камеры занимают трубы. Задняя стенка камеры и пол имеют водяное охлаждение. Размеры пола 5×5 м, а расстояние от пола до первого ряда труб 6,25 м.

В час сжигается 4500 кг угля, размером так, что W_F превышает 200 мм. Уголь содержит 17% летучих и 4,3% водорода. Топочные газы содержат 15% CO_2 и 4,6% H_2O (считая на объем сухих газов), что соответствует количеству влаги 1,4 кг на 1 кг сжигаемого угля. Теплотворная способность угля 8240 ккал/кг.

Найти:

а) количество тепла, передаваемого в час трубам и охлаждаемым водой поверхностям путем лучеиспускания;

б) какую долю общего количества тепла, выделившегося при сгорании топлива, составляет тепло, найденное в п. (а)?

Дополнительные данные и допущения:

Теплоемкость топочных газов 0,27 ккал/кг·°C. Степень черноты всех поверхностей внутри топочной камеры 0,9 = $p_x = p_{ст}$.

Потери тепла боковыми стенками камеры во внешнюю среду в точности не принимаются теплом, получаемым стенками путем конвекции. Коэффициент теплопередачи путем конвекции $\alpha = 10$ ккал/м²·час·°C.

Пламя целиком заполняет камеру.

Чтобы учесть увеличение излучательной способности пламени вследствие расхода летучих углеводородов, следует увеличить значение $F_{пл}$ вычисленное с учетом поглощения только несветящимися газами и частицами угля, на 0,1.

Решение. Решение этого примера сводится к применению уравнений (83a) и (83a) для одновременного нахождения $T_{пл}$ и q .

Поверхность труб в верхней части камеры заменим плоской поверхностью, размером равной площади пола камеры, т. е. 5×5 .

В уравнении (83a) величина $S'_{пл} = S_x$, так как пламя целиком заполняет камеру, $S_x = 5 \cdot 6,25 + 2 \cdot 5 \cdot 5 = 81,25$ м².

Тогда $S'_{пл} = S_{ст} = 3 \cdot 6,25 \cdot 5 = 93,75$ м². При вычислениях можно пользоваться как величиной $S_{ст} \cdot F_{ст}$, так и $S_x \cdot F_x$; мы воспользуемся $S_{ст} \cdot F_{ст}$.

Так как три отражающие стенки камеры (передняя и две боковые) не охлаждаются, видят расположенные перед ними холодные поверхности, то произведение $S_{ст} \cdot F_{ст}$ надо вычислить для каждой из стенок отдельно и затем суммировать.

Рассмотрим сначала переднюю стенку камеры, посылающую излучение на три холодные поверхности: на заднюю стенку, на пол и на боковые стенки. Дано излучения, поглощаемую холодной задней стенкой, находим по формуле в табл. 27. Так же как в примере 2 (стр. 25), находим по графику рис. 23, $F_{ст} = V \cdot 0,28 \cdot 0,205 = 0,24A$; следовательно 24% излучения передней стенки воспринимается задней стенкой. Чтобы найти долю излучения передней стенки, воспринимаемую полом камеры, обращаемся к графику рис. 23 и к табл. 27. При $F_{пл} = 1,25$ и $Z = 1,00$ находим $F_{ст} = 0,17$. Так как воображаемая верхняя плоскость, представляющая поверхность труб, берет такую же долю излучения, как и пол, то общая доля излучения передней стенки, воспринимаемая тремя холодными поверхностями, составляет $0,17 \cdot 2 + 0,24 = 0,58$, или 58%.

Путем таких же вычислений находим для каждой из двух боковых стенок долю излучения $F_{ст}$, воспринимаемую тремя холодными поверхностями, равной 0,17 + 0,24, или 0,563 (56,3%). Сумма произведений $S_{ст} \cdot F_{ст}$ для трех излучающих стенок равна

$$6,25 \cdot 5 \cdot 0,58 + 2 \cdot 6,25 \cdot 5 \cdot 0,563 = 52.$$

Количество тепла, выделяемого за час сгорающим топливом, $H_T = 4500 \cdot 8240 = 37 \cdot 10^6$ ккал/час. Подогрева воздуха нет, следовательно $H_A = 0$. Количество тепла, уносимое отходящими при температуре $T_{пл}$ газами, равно $4500 \cdot (1,39 + 1) \cdot 0,27 \cdot (T_{пл} - 293)$ или $18100 (T_{пл} - 293)$, где 293° — абсолютная температура воздуха (20° C). Температуру холодных поверхностей примем 500° а/с (227° C). Количество тепла, отдаваемого охлаждаемой задней стенке и полу путем конвекции, равно $\alpha S_x \Delta T$, или равно $10 \cdot (6,25 \cdot 5 + 5 \cdot 5) \cdot (T_{пл} - 500) = 562 T_{пл} - 281250$. Количество тепла, переданное конвекцией и отражающим боковым стенкам (ищущее по условной величине излучения стенок минус потеря тепла этими стенками), равно $10 \cdot 3 \cdot 6,25 \cdot 5 \cdot (T_{пл} - T_{ст})$ или $937,5 (T_{пл} - T_{ст})$.

Подставляя полученные величины в уравнение (82) и (84), получим:

$$q = 4,96 \cdot 0,9 \cdot p_{пл} \left[81,25 + 93,75 \cdot \frac{1}{1 + \frac{p_{пл}}{1 - p_{пл}} \cdot \frac{93,75}{52}} \right] \cdot \left[\left(\frac{T_{пл}}{100} \right)^4 - \left(\frac{500}{100} \right)^4 \right] + 562 T_{пл} - 281250 + 937,5 (T_{пл} - T_{ст}) \quad (83a)$$

а также (по тепловому балансу):

$$q = 37 \cdot 10^4 - 18 \cdot 100 (T_{пл} - 293). \quad (82')$$

Для решения этих двух уравнений задаемся значением $T_{пл}$, затем вычисляем $R_{пл}$ и проверяем тождественность значений q . Величиной $T_{ст}$ также приходится задаваться, однако даже значительные изменения $T_{ст}$ очень мало отражаются на результате, как это видно из уравнения (83а)'.
Примем $T_{пл} = 1650^\circ \text{ абс}$ (1377° С). Эффективная толщина слоя пламени L согласно табл. 28 (стр. 258) равна $\frac{1}{8}$ стороны в случае кубической формы камеры. Примем для нашего случая $L = \frac{2}{8} \left(\frac{6,25 + 5}{2} \right) = 3,75 \text{ м}$ (такое допущение почти не отразится на результате вычислений). Тогда

$$P_C L = \frac{0,15}{1 + 0,046} \cdot 3,75 = 0,536$$

и

$$P_W L = \frac{0,046}{1,046} \cdot 3,75 = 0,165;$$

по графикам рис. 24, 25 и 26 находим:

$$(C_{1377} - C_{227}) + (W_{1377} - W_{227}) - (K_{1377} - K_{227}) = (28\,500 - 360) + (40\,000 - 600) - (7\,500 - 0) = 60\,000 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час.}$$

Излучение между двумя абсолютно черными поверхностями при тех же температурах составило бы $4,96 (16,5^4 - 5^4)$, или $365\,000 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час}$. Следовательно степень черноты пламени, обусловленная наличием поглощающих газов (CO_2 и H_2O), составляет $60\,000/365\,000$ или $0,165$.

Излучательную способность пламени (степень черноты), обусловленную присутствием частиц пылевидного угля, находим по графику рис. 31. Находим фактор $1,82 \cdot 10^4 L/G \cdot T_{пл}$ равным $1,82 \cdot 10^4 \cdot 3,75/13,9 \cdot 1\,650 = 2,98$. Сжигаемый уголь ближе всего подходит по свойствам к углю № 2 табл. 29, поэтому, пользуясь соответствующей шкалой на графике рис. 31, находим $p = 0,35$. Полная излучательная способность пламени будет $0,165 + 0,35 = 0,515$ (относительно добавки $0,1 \text{ см}$ условия на стр. 279).

Примем $T_{ст} = 1370^\circ \text{ абс}$. Тогда уравнения (82) и (83а) примут вид:

$$q = 2,51 (81,25 + 93,75 \cdot 0,308) \left[\left(\frac{T_{пл}}{100} \right)^4 - 625 \right] + 1500 T_{пл} - 1\,566\,000. \quad (83a'')$$

$$q = 37 \cdot 10^4 - 18 \cdot 100 (T_{пл} - 293). \quad (82')$$

Задаваясь значениями $T_{пл}$, сводим вычисления в таблицу:

Принятое значение $T_{пл}$	q выч. по уравнению (83a'')	q выч. по уравнению (82')
$1\,650^\circ \text{ абс}$	$21,3 \cdot 10^4$	$12,4 \cdot 10^4$
$1\,600^\circ$	$18,74 \cdot 10^4$	$13,5 \cdot 10^4$
$1\,500^\circ$	$14,69 \cdot 10^4$	$15,3 \cdot 10^4$

Интерполируя, находим, что при $T_{пл} = 1\,510^\circ$; $q = 14,9 \cdot 10^4$, что и представляет количество тепла, отданного трубкам котла экранированным задней стенке и полу путями излучения как непосредственно от пламени, так и через отражение от боковых стенок. От общего количества выделенного в точке тепла излучением передается $14,9 \cdot 10^4/37 \cdot 10^4 = 0,402$, или $40,2\%$. Это число не является окончательным ответом, так как излучательная способность пламени $R_{пл}$ была вычислена при температуре 1650° абс . Повторив расчет для $R_{пл}$ при 1510° абс , найдем $T_{пл} = 1\,520^\circ$ и $q = 15,05 \cdot 10^4 \text{ кал/час}$. Вполне очевидно малое влияние, оказываемое выбранной величиной $T_{пл}$ на $R_{пл}$.

ОТДЕЛ ТРЕТИЙ

ВЫПАРИВАНИЕ

СОСТАВЛЕН В. Л. БЕДЖЕРОМ (W. L. BADGER)

ПЕРЕВОД ПОД РЕДАКЦИЕЙ П. А. СЕМЕНОВА

ПРИЛОЖЕНИЯ СОСТАВЛЕНЫ А. М. ЛАСТОВЦЕВЫМ

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.		Стр.
Обозначения, принятые в разделе „Выпаривание“	263	Отход конденсата	283
I. Теплопередача в выпарных аппаратах	265	Удаление воздуха	—
Расчет поверхности нагрева	—	Непрерывная и периодическая работа аппарата	284
Разность температур	—	Удаление кристаллов	285
Количество тепла, переданного раствору	287	Образование и удаление накипи	287
II. Коэффициенты теплопередачи в выпарных аппаратах	290	Кристаллизация на поверхности нагрева	290
Аппараты с вертикальными трубками	290	Пенообразование и удаление брызг	291
Аппараты с горизонтальными трубками	291	Материалы для постройки выпарных аппаратов	292
Аппараты с наклонными трубками	292	VII. Расчет многокорпусных аппаратов	295
Аппараты с принудительной циркуляцией	294	Принятые обозначения	—
Влияние уровня жидкости	297	Случай 1. Четырехкорпусный аппарат с прямоточным питанием	294
III. Конструкции выпарных аппаратов	—	Случай 2. Четырехкорпусный аппарат с противоточным питанием	295
Аппараты для выпарки соевым теплом	298	Случай 3. Четырехкорпусный аппарат с питанием по схеме II—III—IV—I	297
Аппараты, обогреваемые огнем	—	Экономически невыгоднейшее число корпусов	299
Аппараты с рубашками	—	Экстра цар	299
Аппараты с горизонтальными трубками	301	Отскакивание крышки испарителя	—
Аппарат Ярвина	—	Термокомпрессия	300
Аппарат с вертикальными трубками нормального типа	—	VII. Всомогательное оборудование	304
Аппарат с подвешеной поверхностью нагрева	—	Насосы	—
Аппараты с длинными трубками	—	Конденсаторы	305
Аппарат с принудительной циркуляцией	302	Воздушные насосы	306
Аппарат с заложенными трубками	—	Контроль работы выпарных аппаратов	—
Аппарат с змеевиками	—	VIII. Расчет конденсаторов	307
Аппарат с выносным подогревателем	—	Расход воды	—
Сравнение аппаратов различных типов	—	Поверхность конденсации	308
Стоимость выпарных аппаратов	304	Паропроводы	—
Расчет одиночного выпарного аппарата	—	Объем воздуха, поступающего в конденсатор	—
IV. Принципы многократного выпаривания	306	Объем, отключенный воздушным насосом	—
Общие замечания	—	Заключение	309
Распределение температур в многокорпусном аппарате	307	Приложения	310
Влияние депрессии в многокорпусном аппарате	308	1. Вертикальные выпарные аппараты с внутренней греющей камерой	—
V. Работа выпарных аппаратов	309	2. Выпарные аппараты системы Кестнера	310
Температура греющего пара	—	3. Выпарные аппараты с выносными клапанами	311
Оптимальный вакуум	310	4. Всомогательное оборудование	312
Способы питания	311		

ОБОЗНАЧЕНИЯ, ПРИНЯТЫЕ В ОТДЕЛЕ „ВЫПАРИВАНИЕ“

A, B, a, b — константы	
c — теплоемкость	кал/кг.°C
C_1, C_2 — концентрация раствора	вес. %
D — диаметр	м
E, E_1, \dots, E_n — депрессия	°C
F — часовое количество слабого раствора, поступающего в аппарат	кг/час
G — вес пара	кг/час
H — теплота кристаллизации и дегидратации	кал/кг
K — общий коэффициент теплопередачи	кал/м ² .час.°C
L — количество воды, выпариваемое из 1000 кг начального раствора	кг
M — стоимость очистки аппарата (работа и материал)	руб.
N — стоимость обслуживания аппарата во время работы	руб/час
P — общее давление	атм или мм Hg
или суточная производительность аппарата (по слабому раствору)	кг/сут
p — парциальное давление	атм или мм Hg
q, q', q'' — тепловой поток	кал/час
q_n — теплота перегрева пара	кал/кг
R — потери тепла в окружающую среду	кал/час
S — поверхность	м ²
T — абсолютная температура	°K
U — общая стоимость работы аппарата	руб/час

ЛИТЕРАТУРА

- Тященко И. А., Общий метод расчета многокорпусного аппарата, М. 1924.
 Тященко И. А., Графический расчет пятикорпусной выпарки, М. 1925.
 Гаусбранд, Выпаривание, конденсация и охлаждение, М. 1929.
 Фокни, Методы и орудия химической техники, ч. II, Л. 1924.
 Уокер-Льюис — Мак-Адамс, Типовая химическая аппаратура, ч. II, Л. 1934.
 Беджер и Мак Кеб, Основные процессы и аппараты химических производств, М. 1933.
 Гельперин, Тепловой насос, М. 1931.
 Аронс, Тепловой насос, 1934.
 Badger, Heat Transfer and Evaporation, Chem. Cat. Co. N. Y. 1926.
 Hausbrand-Hirsch, Verdampfen, Kondensieren und Kühlen, B. 1931.
 Webre и Robinson, Evaporation, Chem. Cat. Co. N. Y. 1926.
 Зуев, Энциклопедия свеклосахарного производства, т. 4, М. 1926.
 Зуев, Теплота в сахарном производстве, Киев 1913.

1. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА В ВЫПАРНЫХ АППАРАТАХ

Теплопередача в выпарных аппаратах подчиняется общему уравнению

$$q = KS(\Delta t), \quad (1)$$

в котором q — тепловой поток в кал/час, S — поверхность нагрева в м², Δt — средняя разность температур между паром и кипящей жидкостью в °C, K — общий коэффициент теплопередачи в кал/м².час на 1° C средней разности температур.

Расчет поверхности нагрева. В случае, когда общий коэффициент теплопередачи вычисляется из частных термических сопротивлений, причем поверхности их расположены нормально к тепловому потоку, коэффициент теплопередачи можно отнести к любой, выбранной за основу для расчета, поверхности с помощью выражения:

$$K = \frac{S}{\frac{1}{\alpha_1 S_1} + \sum \frac{\delta_n}{\lambda_n S_n} + \frac{1}{\alpha_2 S_2}}. \quad (2)$$

Здесь K — общий коэффициент теплопередачи, отнесенный к избранной в качестве основы поверхности S , которая должна быть применена и при пользовании уравнением (1); S_1 — поверхность пленки со стороны пара, S_2 — поверхность пленки со стороны раствора; S_n — поверхности стенок, слоев накипи, α_1 и α_2 — частные коэффициенты теплопередачи пленок со стороны пара и раствора. Сопротивление чистой, не покрытой осадками металлической стенки мало по сравнению с сопротивлением пленок и может быть отброшено; кроме того, поскольку сопротивление пленки со стороны пара мало по сравнению с сопротивлением пленки со стороны раствора, можно пренебречь разницей величин S_1 и S_2 , и тогда, выбрав величину S_2 за базис, получим упрощенное приближенное уравнение

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}}. \quad (3)$$

Таким образом получим правило: в случае, когда значение α_1 велико по сравнению с α_2 , можно вычислять K по приближенной формуле (3), выбирая за базис поверхность нагрева со стороны раствора. Если коэффициенты α_1 и α_2 — величины одного порядка, следует пользоваться уравнением (2), в которое коэффициенты α_1 и α_2 введены уже соответственно с величинами поверхностей, к которым они отнесены.

Разность температур. Строго говоря, Δt есть средняя разность температур, учитывающая перегрев пара, охлаждение конденсата, повышение точки кипения раствора вследствие депрессии, гидростатического эффекта и подогрев раствора. Практически пренебрегают всеми этими явлениями кроме повышения точки кипения раствора под влиянием растворенного вещества (депрессия). Возможность пренебречь влиянием подаваемого холодного раствора на Δt более сомнительна,

чем возможность пренебречь перегревом пара, но тем не менее все коэффициенты теплопередачи вычисляются пока без учета обоих этих факторов.

Полная или видимая разность температур. В практике работы выпарных аппаратов давления удается измерять гораздо проще и точнее, чем температуры, вследствие чего вошло в обычай находить температуры кипения или конденсации пара с помощью паровых таблиц по измеренному давлению, пренебрегая изменением температуры кипения раствора по сравнению с чистым растворителем (депрессией), а также перегревом пара. Получаемая таким путем разность температур называется полной, видимой или кажущейся разностью, и вычисленный на этой базе коэффициент теплопередачи

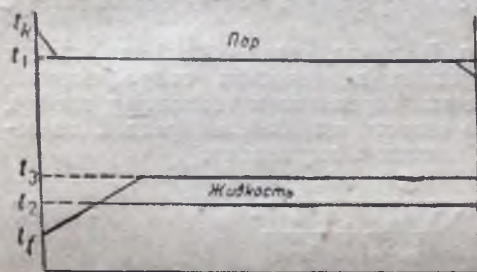


Рис. 1. Разность температур в выпарном аппарате.

Раствор поступает при t_l , а точка кипения чистого растворителя, вычисленная по давлению в аппарате, есть t_2 ; в действительности же кипение происходит при t_3 ; тогда $t_1 - t_2$ есть полная или видимая разность температур, а депрессия есть $(t_3 - t_2)$; таким образом депрессия есть повышение точки кипения раствора по сравнению с чистым растворителем.

Полезная разность температур. Если известно повышение точки кипения раствора по сравнению с растворителем ($t_3 - t_2$), можно из полной разности температур вычислить полезную разность температур ($t_1 - t_3$) (рис. 1). Если из полной разности температур, т. е. разности, полученной по замерам давлений, вычесть депрессию, получим полезную разность температур. Коэффициенты теплопередачи, отнесенные к градусу полезной разности температур, называются коэффициентами теплопередачи, исправленными на депрессию.

* Пример. Давление греющего пара по манометру 2 кг/см². Абсолютное давление над кипящим водным раствором 0,8 кг/см². Температура кипения раствора 98°C. По паровым таблицам находим $t_1 = 119,6^\circ$; $t_2 = 93^\circ$.
Полная разность температур: $119,6 - 93 = 26,6^\circ$.
Полезная разность температур: $119,6 - 98 = 21,6^\circ$.
Депрессия: $98 - 93 = 26,6 - 21,6 = 5,0^\circ\text{C}$. *Доб. ред.*

При определении температур кипения растворов весьма полезно правило Дюринга. Если на диаграмме упругости паров раствора нанести температуры кипения раствора данной концентрации при различных давлениях по оси абсцисс, а по оси ординат вместо давлений соответствующие им температуры кипения растворителя, то все точки

называется видимым или кажущимся коэффициентом теплопередачи. Рис. 1 поясняет это понятие видимой разности температур.

Пар поступает в аппарат несколько перегретым с температурой t_k , быстро теряет свой перегрев, охлаждаясь до температуры насыщения t_1 (соответствующей давлению), а получившийся конденсат охлаждается до t_c , отдавая еще некоторое количество тепла.

расположатся по прямой линии. В случае очень широкого предела давлений линии Дюринга не будут точно прямыми. Правило Дюринга позволяет определить температуру кипения раствора данной концентрации при любых давлениях, если известны две температуры кипения при каких-нибудь двух давлениях¹.

Количество тепла, передаваемого раствору. В общем случае тепло, нужное для удаления 1 кг воды из раствора, складывается из:

- 1) теплоты подогрева раствора до температуры кипения;
- 2) скрытой теплоты испарения воды при температуре его кипения;
- 3) теплоты дегидратации раствора (обратная величина теплоты разбавления);
- 4) теплоты кристаллизации.

В большинстве случаев главной статьей расхода тепла является (2), иногда достаточно учесть только ее. Данные по статьям (3) и (4) весьма скудны. С повышением депрессии раствора относительное значение статьи (3) возрастает. Случаи, когда требуется учесть все статьи расхода, встречаются редко. Единственно простое решение в этом случае можно получить при помощи диаграммы $i - \xi$ (теплосодержание — концентрация), называемой иногда диаграммой Меркеля [Merkel, Z. V. D. I. 72, 109—115 (1928)]. Диаграмма Меркеля существует лишь как чисто математическая концепция, но ни для одного вещества эта диаграмма еще не построена на основе реальных физических данных².

Если выпариваемый раствор имеет малую депрессию (до 2°C), можно брать скрытую теплоту испарения (статья 2) из паровых таблиц, соответственно давлению, при котором кипит раствор. Если депрессия значительна, скрытую теплоту испарения можно вычислить по приближенной формуле:

$$r = r_w \left(\frac{T}{T_w} \right)^2 \left(\frac{dT_w}{dT} \right), \quad (4)$$

где r — скрытая теплота испарения 1 кг воды при температуре T из раствора, кипящего при T° абс., r_w — скрытая теплота испарения растворителя (воды), взятая из паровых таблиц при температуре T_w , T и T_w — точки кипения раствора и растворителя (воды) соответственно, при одном и том же давлении, $\frac{dT_w}{dT}$ — угловой коэффициент линии Дюринга (см. отд. II, стр. 32).

Вычисленное по формуле (4) количество тепла r есть тепло, необходимое для испарения 1 кг воды из бесконечно большого количества раствора, т. е. при неизменяющейся концентрации, следовательно теплота дегидратации, статья (3), не включена в величину r .

Количество подлежащей испарению из раствора воды дается формулой:

$$L = 1000 \left(1 - \frac{C_1}{C_2} \right), \quad (5)$$

¹ Метод теоретического подсчета величины депрессии см. Тященко, О температур кипения растворов, «Химич. машиностроение», № 8 за 1933 г. *Доб. ред.*
² Такая диаграмма составлена Меркелем и Бошняковичем для системы аммиак — вода (Merkel и Bošnjakovic, Diagramme und Tabellen zur Berechnung der Absorptions-Kältemaschinen, Springer, 1929). *Доб. ред.*

Таблица 1

Число килограммов воды, выпариваемых из 1 000 кг первоначального раствора

Начальн. концент- рация (C ₁)	Конечная концентрация в % (C ₂)																									
	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26									
1	900	909	917	923	929	933	938	941	945	947	950	952	955	957	958	960	962									
2	800	818	833	846	857	867	875	882	889	895	900	905	909	913	917	920	923									
3	700	728	750	770	786	800	813	824	833	842	850	857	864	870	875	880	885									
4	600	636	667	692	714	733	750	765	778	790	800	810	818	826	833	840	846									
5	500	545	583	616	643	667	688	706	722	737	750	762	773	783	792	800	808									
6	400	455	500	538	572	600	625	647	667	684	700	714	727	739	750	760	769									
7	300	364	417	462	500	533	563	588	611	632	650	667	682	696	708	720	731									
8	200	273	333	384	428	467	500	529	556	579	600	619	637	652	667	680	692									
9	100	181	250	308	356	400	437	471	500	526	550	572	591	609	625	640	654									
10	—	90	166	231	285	333	375	412	444	474	500	524	545	565	584	600	615									
11	—	—	83	154	215	267	312	353	389	421	450	476	500	522	542	563	577									
12	—	—	—	77	143	200	250	295	334	369	400	428	455	478	500	520	538									
13	—	—	—	—	72	133	188	235	278	316	350	381	409	435	458	480	500									
14	—	—	—	—	—	67	125	176	223	264	300	334	364	392	417	440	462									
15	—	—	—	—	—	—	63	118	167	210	250	285	318	348	375	400	423									
16	—	—	—	—	—	—	—	59	111	158	200	238	273	305	334	360	385									
17	—	—	—	—	—	—	—	—	56	105	150	190	227	261	292	320	346									
18	—	—	—	—	—	—	—	—	—	53	100	143	182	217	250	280	308									
19	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	50	95	136	174	208	240	270									
20	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	48	91	130	167	200	232									
25	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	38									

Начальн. концент- рация (C ₁)	Конечная концентрация в % (C ₂)																			
	27	28	29	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100		
1	963	964	965	967	972	975	978	980	982	983	985	986	987	987	988	989	989	990		
2	926	929	931	933	943	950	956	960	964	967	969	971	973	975	976	978	979	980		
3	889	893	897	900	914	925	933	940	945	950	954	957	960	962	965	967	968	970		
4	852	857	862	867	886	900	911	920	927	933	938	943	947	950	953	956	958	960		
5	815	822	828	833	857	875	889	900	909	917	923	929	933	937	941	944	947	950		
6	778	786	793	800	829	850	867	880	891	900	908	914	920	925	929	933	937	940		
7	741	750	759	767	800	825	844	863	873	883	892	900	907	912	918	922	926	930		
8	704	714	724	733	772	800	822	840	855	867	877	886	893	900	906	911	916	920		
9	667	678	689	700	743	775	800	820	836	850	861	871	880	888	894	900	905	910		
10	630	643	655	667	714	750	779	800	818	833	846	857	867	875	882	889	895	900		
11	593	607	621	633	686	725	756	780	800	816	831	843	853	862	871	878	884	890		
12	556	572	586	600	657	700	733	760	782	800	815	829	840	850	859	867	874	880		
13	518	536	552	567	629	675	711	740	764	783	800	814	827	837	847	856	863	870		
14	482	500	517	533	600	650	689	720	746	767	785	800	813	825	835	845	853	860		
15	445	465	488	509	575	625	667	700	727	750	769	786	800	812	823	833	842	850		
16	407	429	448	467	550	600	641	680	709	733	754	771	787	800	812	822	832	840		
17	370	393	414	433	514	575	622	660	691	717	738	757	773	788	800	811	821	830		
18	334	357	379	400	486	550	600	640	673	700	723	743	760	775	788	800	810	820		
19	296	322	345	367	467	525	578	620	655	683	708	729	747	763	777	789	800	810		
20	259	286	310	333	429	500	556	600	636	667	692	714	733	750	763	778	790	800		
25	75	108	138	167	286	375	445	500	545	583	616	643	667	688	706	722	738	750		
30	—	—	—	—	144	250	333	400	455	500	538	572	600	625	647	667	684	700		
35	—	—	—	—	—	125	222	300	363	417	462	500	533	562	588	611	631	650		
40	—	—	—	—	—	—	112	200	273	334	385	429	467	501	529	555	578	600		
45	—	—	—	—	—	—	—	100	182	250	308	357	400	438	471	500	527	550		
50	—	—	—	—	—	—	—	90	167	230	285	333	375	412	444	473	500	527		

где L — число килограммов воды, выпариваемой из 1 000 кг первоначального раствора, C_1 — %-ное содержание растворенного в первоначальном растворе (по весу), C_2 — %-ное содержание растворенного вещества в конечном растворе (по весу).

В табл. 1 даны значения L , вычисленные по уравнению (5) для различных начальных и конечных концентраций.

II. КОЭФИЦИЕНТЫ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ В ВЫПАРНЫХ АППАРАТАХ

Общие замечания. Единственно правильный путь рассмотрения коэффициентов теплопередачи в выпарных аппаратах заключается в разложении их на частные пленочные коэффициенты. Некоторые данные о них даны в отделе II (стр. 232—238).

Однако данных о пленочных коэффициентах как с паровой стороны, так и со стороны раствора слишком еще мало, поэтому в большинстве случаев при изложении вопросов теплопередачи в выпарных аппаратах упоминаются лишь общие коэффициенты теплопередачи.

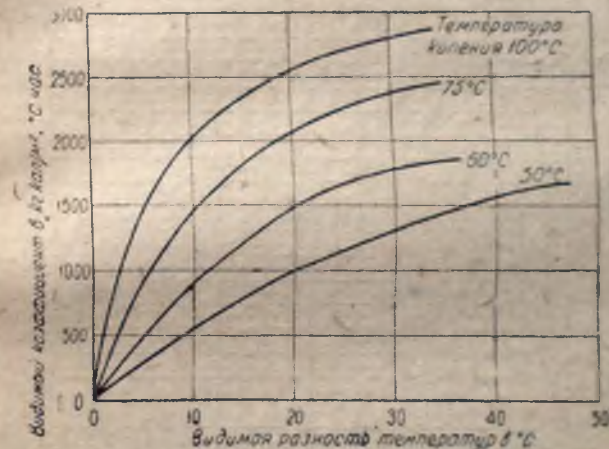


Рис. 2. Коэффициент теплопередачи в аппарате с полусферической поверхностью нагрева.

Коэффициенты теплопередачи в выпарных аппаратах меняются в широких пределах. Автор располагает данными, полученными из непосредственных измерений, колеблющимися от 19 500 кал/м²·час·°С до 40 кал/м²·час·°С для одного и того же аппарата.

Даже для предварительного проектирования или для получения хотя бы приближенного представления о численном значении коэффициента теплопередачи требуется иметь опытные данные об аппарате того же типа, выпаривающем жидкость, с теми же свойствами, как и в проекте. Но даже для аппарата данного типа и данной разности температур, данной точки кипения и данных свойств раствора определенной концентрации коэффициенты теплопередачи все же могут изменяться в довольно широких пределах.

Следует со всей ясностью дать себе отчет в том, что помещенные в этом разделе данные служат только для того, чтобы указать лишь порядок величин. Эти данные не предлагаются в качестве основы для проектирования, так как действительные коэффициенты могут отличаться на 25% в сторону повышения и на 75% в сторону снижения от указанных в этом разделе, в зависимости от кажущихся незначительными изменений в условиях работы.

Аппараты с вертикальными трубками. На рис. 2 приведены коэффициенты теплопередачи аппарата с подвесной поверхностью диаметром 30" (77 см) при числе трубок 24, диаметре трубок 2" (51 мм) и длине их 1,22 м для случая выпаривания дистиллированной воды.

Кривые рис. 2 ясно показывают, что коэффициенты теплопередачи значительно изменяются с изменением разности температур и точки кипения, откуда следует, что очень трудно пользоваться теми опытными данными, где эти факторы не были учтены.

Рис. 3 дает сравнение трубок длиной 30" (77 см) с трубками длиной 48" (1,22 м) в том же аппарате при различных высотах уровня

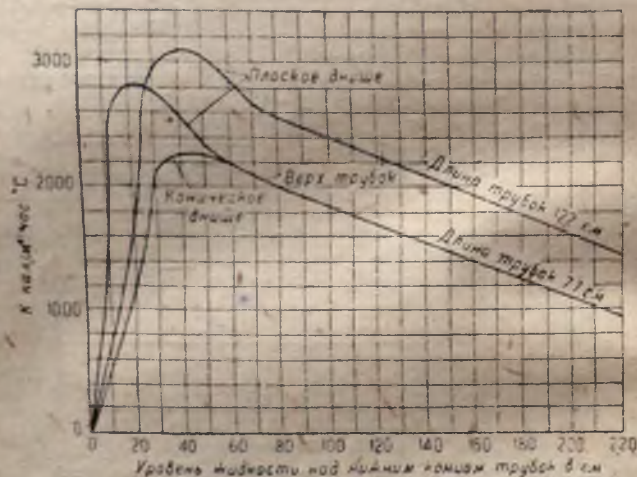


Рис. 3. Влияние уровня жидкости на коэффициент теплопередачи выпарного аппарата.

жидкости (дистиллированной воды), кипевшей при 75°C, греющий пар имел температуру 100°C. [Взято частично из работ Badger и Shepard, Chem. Met. Eng. 23, 390—393 (1920); Trans. A. I. Ch. E., 13, 139—149, Pt I, 1923; и частично из неопубликованных данных].

Рис. 4 показывает результаты испытания того же аппарата, но с трубками длиной 1,52 м при выпаривании солодового экстракта с высоким содержанием декстрина.

Температура греющего пара была 110°, а температура сокового пара 55° (депрессия не определялась).

Дополнительные данные о испытаниях вертикальных выпарных аппаратов см. на рис. 10 (работы Kerr).

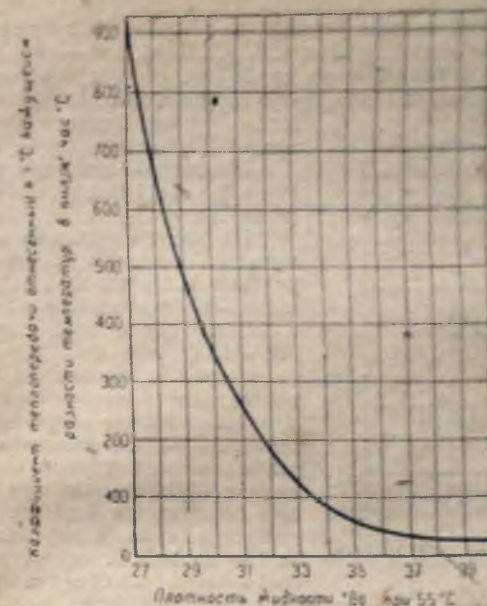


Рис. 4. Коэффициент теплопередачи при выпариве экстракта солода.

Аппараты с горизонтальными трубками. На рис. 5 приведены коэффициенты теплопередачи в аппарате размером в плане 0,635 × 1,22 м,

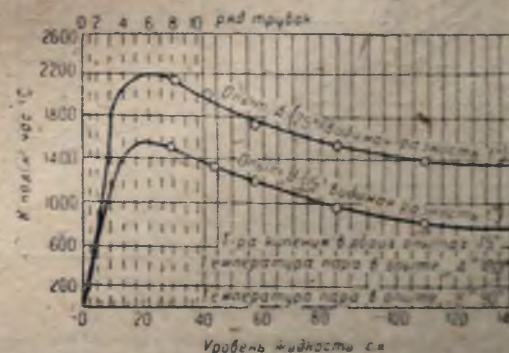


Рис. 5. Коэффициент теплопередачи в горизонтальном выпарном аппарате.

имеющем 156 горизонтальных железных трубок, наружный диаметр 7/8" и внутренним диаметром 3/4" (22,2 и 19,1 мм) выпариваемая жидкость — дистиллированная вода. Разность температур и точка

кипения во время опытов указаны на рисунке [Badger, Chem. Met. Eng. 24, 459—463 (1921); Trans. A.I.Ch.E. 13, 139—153, Pt. II, (1920)].

Аппараты с наклонными трубками. На рис. 6 приведены коэффициенты теплопередачи для аппарата „Буфловак“ с наклонными трубками. Число трубок 7 при наружном диаметре 3" (76,2 мм) и длине 1473 мм.

Жидкость — дистиллированная вода [Van Matle, Ind. Eng. Chem. 16, 458—459 (1924)].

На рис. 7 приведены данные подобного же аппарата с одной железной трубкой в 1" длиной 1233 мм. Жидкость — дистиллированная вода [Linden и Montillon, Ind. Eng. Chem. 22, 708—713 (1930)].

На рис. 8 приведены коэффициенты теплопередачи выпарного аппарата Weir при выпаривании морской воды. Поверхность нагрева состояла из 12 U-образных медных трубок наружным диаметром 1 1/2" (38,1 мм) при общей греющей поверхности 3,53 м². Температура греющего пара в трубках изменялась от 120 до 185°, соответственно чему и температура в соковом пространстве

также была высока [Lang, Trans. Soc. Eng. Shpb. Scot 32; Royds, Heat Transmission in Boilers, Condensers and Evaporators 2, p. 257 (1921)].

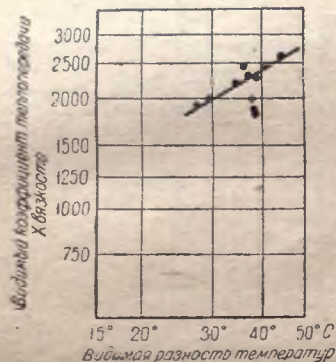


Рис. 6. Коэффициент теплопередачи в аппарате Буфловак.

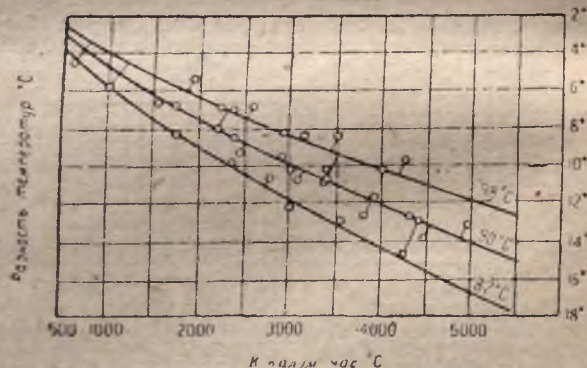


Рис. 7. Зависимость коэффициента теплопередачи от разности температур и температуры кипения (аппарат типа Буфловак, с одной трубкой).

На рис. 9 приведены коэффициенты теплопередачи в аппарате Яриана, имевшем одну железную трубу длиной 15,24 м диаметром 2 1/2" (63,5 мм). Жидкость — дистиллированная вода. Средняя температура кипения была 99,45°, а средняя температура греющего пара 115,5°.

[Badger, Heat Transfer and Evaporation, p. 146, Chemical Catalog, Co. 1926].

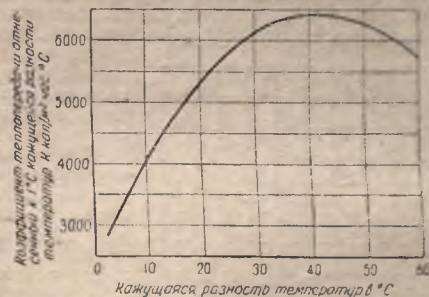


Рис. 8. Коэффициент теплопередачи при выпарке морской воды.

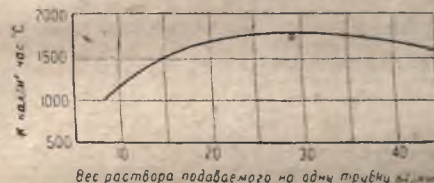


Рис. 9. Зависимость коэффициента теплопередачи в аппарате Яриана от количества раствора, подаваемого в аппарат (кг/мин).

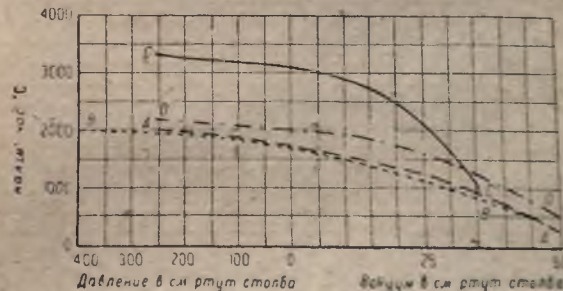


Рис. 10. Коэффициент теплопередачи при выпарке сахарных растворов.

На рис. 10 дана сводка испытаний, проведенных Кетт, над заводскими аппаратами в рабочих условиях. Испытанию подверглось 39 различных выпарных аппаратов — двух-, трех- и четырехкорпусных.

Аппараты имели различную степень загрязнения и работали при различных давлениях греющего пара и различном вакууме. Кетт указ-

ывает, что при построении диаграммы рис. 10 результаты некоторых испытаний были отброшены, но даже и при этом точки оказались сильно разбросанными и определение положения кривых в некоторой степени произвольно. Выпаривались сахарные растворы.

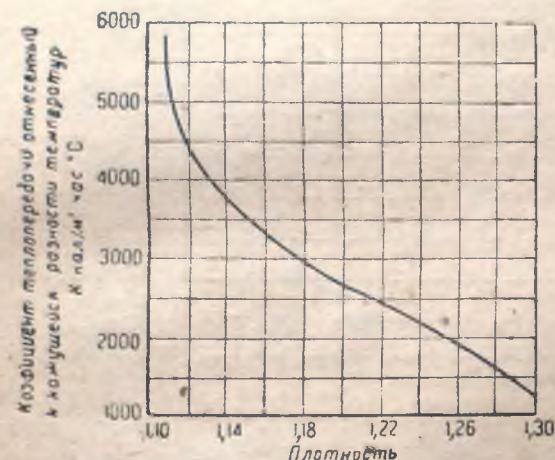


Рис. 11. Коэффициент теплопередачи при выпарке сульфатных щелоков в аппарате с принудительной циркуляцией.

ние о точности кривых рис. 10 [Kerr, Trans. A.S. M. E. 38, 67—113 (1917)].

Аппараты с принудительной циркуляцией. Все испытания, упоминаемые ниже, были проведены на экспериментальном аппарате,

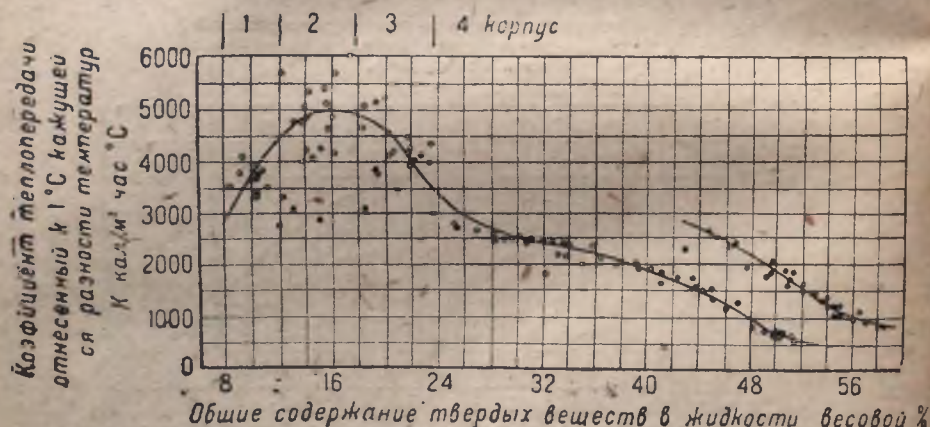


Рис. 12. Коэффициент теплопередачи при выпарке сульфитных щелоков в аппарате с принудительной циркуляцией.

имевшем 8 трубок длиной 2,44 м с наружным диаметром $7/8$ " и внутренним $3/4$ " (22,2/19,1 мм).

На рис. 11 приведены результаты выпаривания сульфатного щелока целлюлозной фабрики. Скорость циркуляции была 1,52 м/сек и вакуум 600 мм, разность температур была 22,2°.

На рис. 12 приведены результаты, полученные при выпаривании сульфитных щелоков целлюлозной фабрики. В аппарате дублировались условия, соответствующие различным корпусам многокорпусной выпарки, результаты этих испытаний даны также в табл. 2.

Таблица 2¹

	I корпус	II корпус	III корпус	IV корпус
Общая продолжительность операций до конца первой серии опытов	7 ч. 10 м.	20 ч. 00 м.	26 ч. 55 м.	61 ч. 05 м.
Общая продолжительность операций до конца второй серии опытов	73 ч. 55 м.	87 ч. 25 м.	100 ч. 20 м.	148 ч. 00 м.
Число учтенных для выводов испытаний	13	24	13	90 + 30 ²
Средний процент твердых веществ в растворе	9,8	14,7	21,4	35,9 53,3
Средняя температура греющего пара в °С	110,45	101,10	80,20	79,70 110,35
Средняя температура сокового пара в °С	99,3	90,05	75,15	54,35 69,40
Средняя разность температур в °С	11,15	11,05	14,05	24,75 10,95
Средняя скорость раствора м/сек	3,50	2,4	2,15	2,27 2,25
Средняя потеря напора в метрах вод. ст.	4,5	4,55	5,8	6,9 7,33
Средний коэффициент теплопередачи	3 600	4 840	3 540	1 600 1 600

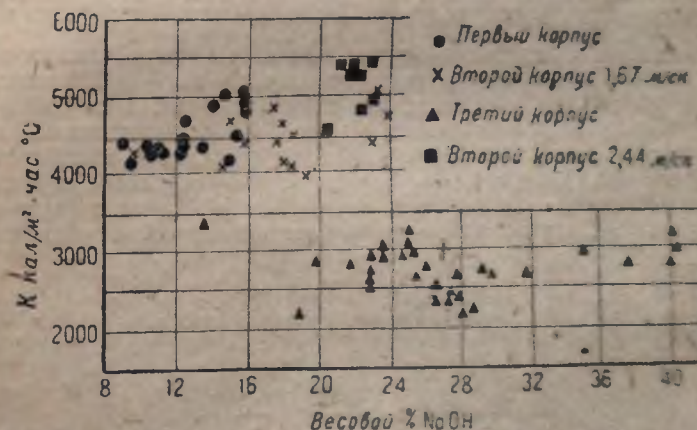


Рис. 13. Коэффициент теплопередачи при выпарке эвктранитовых щелоков. Скорость раствора в I и III корпусах 1,67 м/сек, во II корпусе 1,67 и 2,44 м/сек.

¹ Badger, Ind. Eng. Chem. 19, 677—680 (1927).

² Первая серия замеров в условиях, соответствующих IV корпусу.

³ Вторая серия замеров при атмосферном давлении (IV корпус был отключен от батареи, и выпарка заканчивалась в ней, как в одиночном аппарате под атмосферным давлением).

На рис. 13 показаны коэффициенты теплопередачи при выпарке электролитического щелока в условиях, соответствующих трем корпусам трехкорпусной батареи. Для опытов был взят щелок из заводских электролизеров. Средние условия во время опытов указаны в табл. 3.

Таблица 3¹

Режим работы при выпарке электролитического щелока

Корпус	% NaOH	Температура греющего пара в °С	Температура сокового пара в °С	Температура жидкости в °С
I	12,2	120,9	97,1	109,4
II	18,4	116,9	89,9	104,2
III	26,9	84,5	44,1	59,5

Как было указано выше, коэффициенты теплопередачи в выпарных аппаратах весьма чувствительны к различным небольшим изменениям в условиях работы. Главным фактором, влияющим на эти коэффициенты, является скорость движения жидкости вдоль поверхности нагрева². Так как во всех аппаратах, за исключением аппаратов с принудительной циркуляцией, скорость зависит от конвекции, следует заключить, что каждый фактор, влияющий на конвекционные токи, отразится и на коэффициенте теплопередачи. Например диаграмма рис. 3 показывает, как влияет изменение формы днища выпарного аппарата на коэффициент теплопередачи.

Состояние поверхности нагрева является вторым важным фактором, влияющим на коэффициенты теплопередачи. Слой накипи или осадка может быть и нетолст, но он может повлечь за собою большую толщину пленки жидкости. На рис. 14 показано влияние, которое может оказать загрязнение поверхности нагрева, хотя выше указанные значения коэффициентов теплопередачи обусловлены степенью чистоты греющей поверхности, недостижимой повидимому в заводских условиях; эта диаграмма показывает также, как значительно может

¹ Badger, Trans. A. I. Ch. E. 18, 231 — 248 (1927).

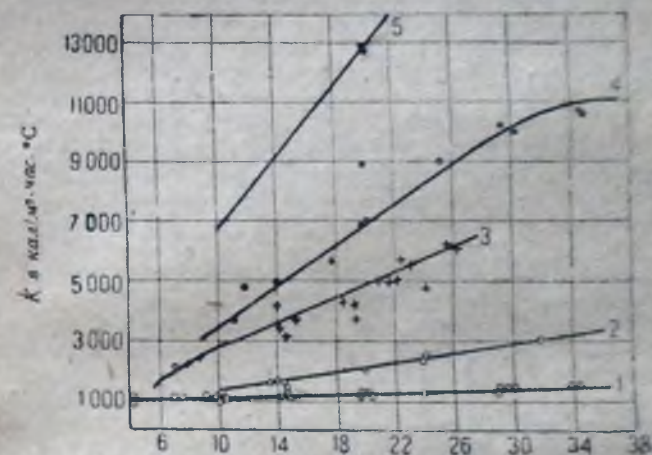
² Последние работы над коэффициентами теплопередачи в выпарных аппаратах с принудительной циркуляцией в трубках диаметром $\frac{3}{4}$ " и длиной 2,6 м дают следующую формулу:

$$\frac{\alpha D}{\lambda} = 0,0205 \left(\frac{Dv\gamma}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{0,4}$$

Здесь α — частный коэффициент теплопередачи в $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$, D — диаметр трубок в м, λ — удельная теплопроводность жидкости в $\text{кал}/\text{м} \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$, v — линейная скорость жидкости в м/час, γ — удельный вес жидкости в $\text{кг}/\text{м}^3$, c_p — теплоемкость в $\text{кал}/\text{кг} \cdot ^\circ\text{С}$, μ — вязкость в $\text{кг}/\text{м} \cdot \text{час}$ (см. отд. II табл. 12а). Формула пригодна для значений Re от 7 500 до 250 000 и значений $\frac{c_p \mu}{\lambda}$ от 2 до 50. Вязкость растворов в опытах была 0,4—8 сантипуазов, а разность температур пара и кипящего раствора от 2,8° до 24°. Прим. ред.

быть разница между лабораторными опытами и результатами, достигаемыми в крупной заводской установке.

Влияние уровня жидкости. Из рассмотрения рис. 3 следует, что как для труб длиной 760 мм, так и для труб длиной 1 220 мм максимум теплопередачи соответствует заполнению на $\frac{1}{4}$ длины и составляет 140% против случая, когда уровень жидкости совпадает с верхними концами трубок. Форма кривой рис. 3, выражающая условия



Температурный перепад

Рис. 14. Влияние загрязнения поверхности нагрева на коэффициент теплопередачи: кривая 1 — железные трубы, покрытые ржавчиной; кривая 2 — чистые новые железные трубы; кривая 3 — слабо загрязненные медные трубы, кривая 4 — гладкие и чистые медные трубы; кривая 5 — гладкие медные трубы — слегка подкисленная дистиллированная вода.

работы при положении уровня жидкости ниже верхних концов трубок, сильно зависит от конструкции дна аппарата, влияние которого не сказывается в случае полного заполнения трубок. Практически выпарные аппараты должны работать с невысоким уровнем жидкости, но к минимуму высоты уровня следует подходить с осторожностью, так как при этом условия становятся неустойчивыми и небольшое понижение против оптимума может привести к тому, что трубы окажутся совсем сухими. За исключением особых случаев работа аппарата с уровнем жидкости, перекрывающим верхние концы трубок, нежелательна, так как уменьшает производительность.

В большинстве случаев практики коэффициенты теплопередачи будут колебаться в пределах от 500 до 5000 $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$. Если исключить аппараты скоростные и с принудительной циркуляцией, с одной стороны, и аппараты, работающие при очень низких температурах, малых разностях температур, или выпаривающих очень вязкую жидкость — с другой, среднее значение коэффициентов теплопередачи будет от 1000 до 2500 $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$.

III. КОНСТРУКЦИИ ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

Применяемые в технике выпарные аппараты можно классифицировать следующим образом:

- А. Аппараты, использующие солнечное тепло.
- В. Аппараты с непосредственным огнем нагревом.
- С. Аппараты, обогреваемые теплоносителем через рубашки, двойные днища и пр.

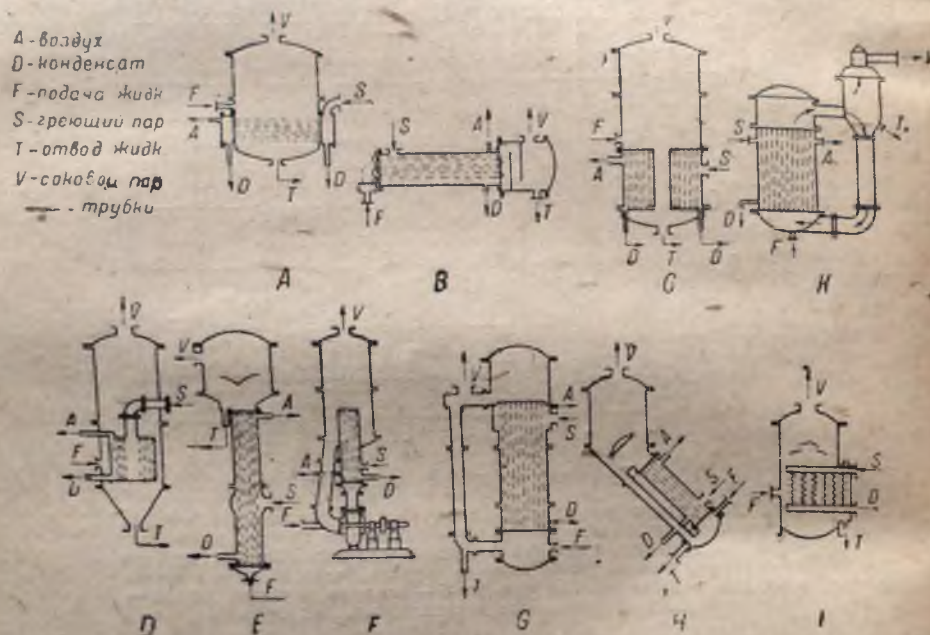


Рис. 15. Типы выпарных аппаратов:

А — горизонтальный выпарной аппарат; В — аппарат Уриана; С — вертикальный аппарат нормального типа (Роберт); D — аппарат с подвешенной поверхностью нагрева; E — аппарат Кестнера; F — аппарат с принудительной циркуляцией; G — аппарат Вебре; H — аппарат Буфловак; I — аппарат Гриском-Русселя; K — аппарат с выносным кипятильником.

Д. Аппараты с трубчатками, обогреваемыми паром:

- а) с горизонтальными трубками:
 - 1) пар внутри трубок (рис. 15А);
 - 2) пар снаружи трубок (рис. 15В),
- б) с вертикальными трубками:
 - 1) нормальный тип (рис. 15С),
 - 2) с подвешенной поверхностью (рис. 15D),
 - 3) с длинными трубками (рис. 15Е и 15G),
 - 4) с принудительной циркуляцией (рис. 15F);
- с) с наклонными трубками (рис. 15H);

- д) с трубками особой формы (U-образные и другие) (рис. 15K);
- е) с выносными кипятильниками¹ (рис. 15K).

Аппараты для выпарки солнечным теплом. Солнечным теплом пользуются для испарения морской воды при добыче соли и поташа для выпаривания содержащей соли воды в пустынях. Устройство обычно состоит из неглубоких прудов с земляными дном и стенками.

Испарители с распылением, использующие атмосферное тепло, оказались непригодными для решения задач, рассматриваемых в этом разделе. Понижение уровня на 1 см соответствует испарению 160 м воды с 1 га поверхности пруда. Вблизи Сан-Франциско испарение превышает выпадение осадков приблизительно на 890 мм между 1 апреля и 1 ноября.

Выпаривание на градирнях из хвоста устарело².

Аппараты, обогреваемые огнем. Кроме паровых котлов, не рассматриваемых в этой главе, аппараты для прямого огневого нагрева никогда не были типизированными. При проектировании таких аппаратов следует помнить, что радиация может быть главным фактором в передаче тепла (см. отдел II³).

В аппаратах, где раствор не подвержен прямой радиации, а нагревается горячими газами, скорость испарения будет зависеть не только от теплопередачи пленки жидкости, но и от пленок газа. В некоторых случаях может иметь значение и радиация от газов, но в большинстве случаев применяются отходящие газы со слишком низкой температурой, чтобы радиация могла играть роль.

Аппарат Порин применяется только в целлюлозной промышленности. Состоит этот аппарат из нескольких круглых дисков из листовой стали, смонтированных на общей оси и погруженных частично в выпариваемую жидкость. Горячие газы проходят над жидкостью, а диски при своем вращении увлекают жидкость в виде пленок, подвергая ее действию тока горячих газов.

Аппараты с рубашками. Небольшие порции растворов можно выпаривать в аппаратах с паровыми рубашками, имеющими разнообразную конструкцию. В пищевой индустрии часто применяют открытые котлы из листовой меди, листового алюминия и других металлов. В некоторых случаях аппарат может быть закрыт крышкой и работать под давлением или вакуумом. Широко распространены чугунные котлы, которые могут быть снабжены рубашкой, сделанной из листового металла, прикрепленной к нижней стороне фланцев котла. В иных случаях котлы могут быть отлиты так, что рубашка составляет одно целое с котлом. На рис. 16 показаны некоторые детали конструкции котлов с паровыми рубашками. Олин с сотрудниками [Chem. Met. Eng. 31, 116—119 (1934)] приводит данные испытаний чугунного котла емкостью в 230 л с коэффициентом теплопередачи был около 1070—1370 кал./м²·час·°C при кипении воды, пар в рубашке имел температуру 130—150°C. В другой статье [Chem. Met. Eng. 32, 370—372 (1925)] указывается,

¹ Этот тип, в оригинале на упомянутый, довольно широко применяется в Европе и у нас в СССР. Прим. ред.

² В «соляных варницах» у нас на севере подвизались такими градирнями для предварительной концентрации слабых рассолов. На заводах треста «Химпром» эти градирни работали еще в 1926 г. — Прим. ред.

³ См. также J. Soc. Chem. Ind. № 36, 1931 и Power, Sept. 1933 о выпаривании по системе Hammon фосфорной кислоты и других жидкостей. — Прим. ред.

что оцинкование стенок (свинцом 3,6 мм толщины) снизило этот коэффициент до 245—295 $\text{кал}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$. Медный котел дал коэффициенты в пределах 2800 до 7700 — в зависимости от степени чистоты поверхности и разности температур.

Эти данные (подобно приведенным на диаграмме рис. 14, с которыми они имеют сходство) отвечают гораздо лучшим состояниям по-

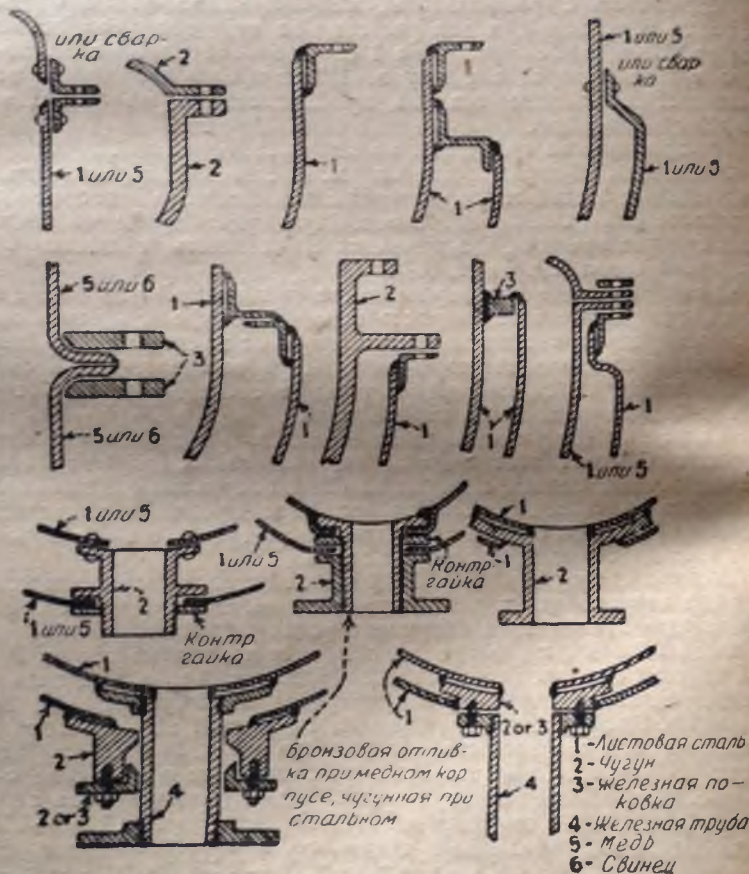


Рис. 16. Детали конструкций выпарных аппаратов.

верхности, чем те, которые имеют место в обычной практике. Указанные выше значения коэффициентов значительно уменьшаются при выпаривании вязких жидкостей, столь часто нагреваемых в котлах с рубашкой. Huggins [Ind. Eng. Chem. 23, 743—753 (1931)] указывает на влияние соскабливания массы со стенок котла при нагреве густых жидких масс,

Аппараты с горизонтальными трубками. На рис. 15А представлен типичный вид горизонтального выпарного аппарата. К вертикальному цилиндрическому корпусу прикреплены две трубные решетки. Решетки могут быть отлиты заодно с корпусом аппарата или отлиты как отдельные части и затем прикреплены к корпусу аппарата на болтах. Аппараты с горизонтальными трубками неизменно снабжаются съемными трубками, укрепляемыми с помощью втулок или розеток с уплотнительной набивкой. Если аппарат в плане прямоугольный, он носит название аппарата Вельнер-Елинека, хотя это название выходит из употребления. Трубки обычно от 22,2 до 31,7 мм ($7/8$ до $1\frac{1}{2}$ ") и могут иметь длину от 1220 до 3660 мм и даже до 4500 мм.

Спроектировать горизонтальный выпарной аппарат с поверхностью нагрева свыше 450 м^2 в одном корпусе затруднительно.

Горизонтальные выпарные аппараты наиболее пригодны для невязких жидкостей, не образующих осадков солей или накипи, а также для сильно пенящихся жидкостей.

Аппарат Яриана. Этот выпарной аппарат (рис. 15В) имеет горизонтальные трубки, обогреваемые паром извне. С помощью колес (калчей) три или пять трубок соединяются последовательно и составляют одну секцию. Жидкость проходит через все трубки секции, взад и вперед, а затем попадает в паровое пространство. Этот тип аппарата, не получивший широкого распространения, весьма успешно справляется с выпариванием пенящихся жидкостей, как то: клей, желатина, фруктовые соки и целлюлозные щелоки из смолистых пород дерева. Трубки обычно от 38,1 до 76,2 мм ($1\frac{1}{2}$ " до 3") длиной 3—4,5 м. Эти аппараты никогда не строились очень больших размеров.

Аппарат с вертикальными трубками (нормального типа). Аппарат (рис. 15С) состоит из вертикального цилиндрического корпуса с горизонтально расположенными трубными решетками. В центре обычно имеется циркуляционная труба. Это наиболее распространенный тип аппарата, особенно пригодный для растворов, отлагающих осадки или накипь.

Трубки делают диаметром от $1\frac{1}{4}$ " до 3" (от 31,7 до 76,2 мм) и длиной от 0,75 до 1,8 м. Построенные аппараты имеют поверхность до 1900 м^2 . Днище может быть коническое или сферическое. Циркуляционная труба может быть расположена в центре или эксцентрично или их может быть несколько. Циркуляционная труба может быть вынесена наружу, т. е. расположена вне корпуса аппарата.

Аппарат с подвесной поверхностью нагрева. Этот аппарат (рис. 15Д) в основном совпадает с нормальным типом рис. 15С, за исключением устройства греющей поверхности, которая представляет отдельную часть. Циркуляционной трубой служит кольцевая щель между подвешенной поверхностью и стенками корпуса. Размеры и область применения те же, что и для нормального аппарата, однако столь же крупные единицы этого типа не могут быть построены.

Аппараты с длинными трубками. На рис. 15Е показан аппарат Кестнера, а на рис. 15Г аппарат Вебре. В этих аппаратах уровень жидкости в трубках держится сравнительно невысоко, так что большая часть трубок заполнена смесью пара и жидкости, несущейся сверху с большой скоростью. Жидкость проходит через аппарат Кестнера только один раз, поэтому требуется тщательный контроль. Трубки обычно диаметром $1\frac{1}{4}$ " (31,7 мм) и длиной от 4,6 до 7,6 м. Уровень жидкости

находится на высоте всего 0,6 — 1,2 м от нижней трубной решетки. Эти аппараты мало пригодны в случае отложения осадков или накипи или при наличии кристаллизации.

Аппарат с принудительной циркуляцией. На рис. 15F показан аппарат с принудительной циркуляцией. В этом аппарате жидкость с значительной скоростью движется по трубкам под действием насоса. Аппарат, указанный на рис. 15F, может быть применен для концентрирования чистой жидкости, не содержащей осадков. Если выделяются кристаллы соли, в циркуляционную систему можно включить солеотделитель. Этот аппарат дает очень высокие коэффициенты теплопередачи и особенно пригоден для вязких жидкостей; когда для поверхностей нагрева должны быть применены дорогие материалы или располагаемая разность температур невелика или когда во время выпаривания выделяются кристаллы соли, нарастающие на стенках трубок, этот тип аппарата особенно хорош.

Трубки делают диаметром $\frac{3}{8}$ " (22,2 мм) и длиной от 2,5 до 4,5 м.

Аппарат с наклонными трубками. На рис. 15H показан аппарат с наклонными трубками типа Буфловак. Этот аппарат обеспечивает высокую скорость циркуляции и как следствие этого имеет высокие коэффициенты теплопередачи. Аппарат непригоден для жидкостей, отлагающих осадки и накипь.

Аппарат со змеевиками. На рис. 15J показан выпарной аппарат Griscom-Russel. Его применяют практически только для получения дистиллированной воды для питания котлов на силовых установках. Если на змеевиках отложится слой твердой накипи, то, прекратив подачу пара, пускают в змеевики холодную воду; вызывая этим сокращение трубок змеевика, удается достигнуть растрескивания плотного слоя образовавшейся накипи.

* **Аппарат с выносным подогревателем.** На рис. 15K показан аппарат с выносным подогревателем. Эти аппараты имеют хорошую циркуляцию при достаточной разности температур и разности высот подогревателя и паротделителя и позволяют при наличии нескольких подогревателей не останавливать аппарат на время чистки, выключая подогреватели поочередно. *Доб. ред.*

Сравнение аппаратов различных типов. Для выбора наилучшего при данных условиях выпарки типа аппарата нет твердых правил. На практике в любой области применения выпарных аппаратов можно найти несколько различных типов, применяемых для решения одной и той же задачи и повидимому дающих одинаково удовлетворительные результаты. Выбор того или иного типа часто определяется больше традициями данной отрасли промышленности, чем реальными техническими соображениями.

Горизонтальный выпарной аппарат наиболее пригоден для невязких растворов, которые в процессе выпаривания не оставляют осадка накипи и не выделяют кристаллов солей.

Вертикальный выпарной аппарат показал себя удовлетворительно работающим в самых разнообразных условиях и повидимому является наиболее универсальным из всех типов. Вертикальный выпарной аппарат применим главным образом, когда жидкость во время выпаривания отлагает накипь или осадок солей, а также позволяет вести

выпаривание жидкости до большей вязкости, чем это возможно в горизонтальном аппарате.

Аппарат Яриана имеет одно лишь важное преимущество — возможность выпарки пенящихся жидкостей, но и в этом отношении он уступает аппарату с принудительной циркуляцией. Аппарат со змеевиком применяется только для получения дистиллированной воды для питания котлов. Аппарат с принудительной циркуляцией с успехом применяется для очень вязких и пенящихся жидкостей, отлагающих осадки солей или накипи во время выпаривания. Потери с уносимыми брызгами в нем исключительно малы. Недостатком этого аппарата является его высокая стоимость в тех случаях, когда его может успешно заменить и один из более простых типов.

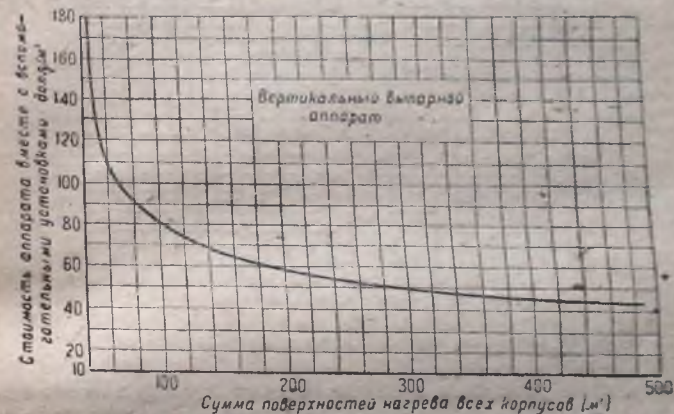


Рис. 17. Стоимость вертикальных выпарных аппаратов.

Аппарат с длинными трубками и естественной циркуляцией (Кестнера), имея такие же высокие коэффициенты теплопередачи, как и аппарат с принудительной циркуляцией, не позволяет все же доводить концентрации до таких же высоких степеней вязкости, не позволяет выпаривать жидкости, отлагающие накипь и осадки солей, и дает большие потери на унос брызг жидкости с соковыми парами¹.

Все приведенное выше надо понимать лишь как указание общих тенденций, в каждом же частном случае возможно исключение.

Разнообразие условий и вызываемые этим колебания в производительности аппаратов, а также ограниченность опытных данных не позволяют сделать каких-либо общих заключений о сравнительной производительности различных типов. Вероятно, что в большинстве случаев коэффициенты теплопередачи как для горизонтального, так и для вертикального аппарата с короткими трубками принадлежат к величинам одного порядка.

¹ В аппаратах Кестнера жидкость соприкасается с поверхностью нагрева в течение всего лишь 2 — 3 мин., вследствие чего изменение свойств жидкости из-за нагрева исключается. Поэтому аппараты Кестнера весьма пригодны для выпаривания органических жидкостей, не выносящих длительного нагревания. — *Прим. ред.*

Аппараты с длинными трубками имеют значительно высшие коэффициенты, а аппараты с принудительной циркуляцией — наивысшие. Следует однако заметить, что по испытаниям Кетт (рис. 10) для аппаратов Кестнера не наблюдались более высокие коэффициенты, чем для аппаратов нормального типа.

Стоимость выпарных аппаратов. Ни один изготовитель выпарных аппаратов никогда еще не был в состоянии так стандартизировать свое производство, чтобы иметь возможность установить твердые цены на оборудование определенных размеров¹.

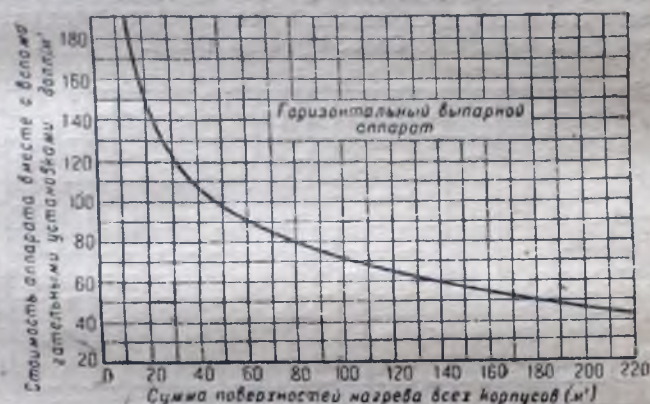


Рис. 18. Стоимость горизонтальных выпарных аппаратов.

Все выпарные установки проектируются специально и имеют большие различия в типах и размерах конденсатора, вакуум-насосов, питательных и конденсатных насосов вспомогательных трубопроводов и специальных видов их соединений.

На рис. 17, 18 и 19 даны кривые, показывающие приблизительно соотношение между стоимостью выпарного аппарата, включая вспомогательное к нему оборудование, и общей величиной суммарной поверхности нагрева. Эти кривые выражают цены, относящиеся к периоду 1927—1930 гг. Кривые эти приблизительные; отдельные установки в зависимости от их особенностей могут иметь цену, отклоняющуюся на 50—200% от величины, указываемой кривой [см. также F u w a, Chem. Met. Eng. 31, 185—188 (1934)].

Расчет одиночного выпарного аппарата. Расчет одиночного выпарного аппарата настолько прост, что не требует особого изложения и позволяет ограничиться иллюстративным примером.

Пример. Выпарной аппарат, работающий под вакуумом 637 мм рт. ст. (при барометрическом давлении, принятом в 760 мм), обогревается паром 1,3 кг/см² абсолютного давления. В аппарат поступает 10%-раствор при 20°, подлежащий выпариванию до 50%. В час выпаривается 1 000 кг воды.

Это относится только к американским условиям; у нас в Союзе, при наличии иланового хозяйства, цены на типовую аппаратуру конечно могут быть стабильными. *Прим. ред.*

Примем (1), что потери во внешнюю среду путем излучения и конвекции отсутствуют, (2) конденсат не перескакивает и не отдает тепла в аппарат, (3) циркулирующий пар — сухой, насыщенный, (4) теплота деградации и кристаллизации незначительна и не включается в расчет, (5) теплоемкости слабого и концентрированного растворов равны 1,00, (6) коэффициент теплопередачи равен 1 700 ккал/м²·час·°C.

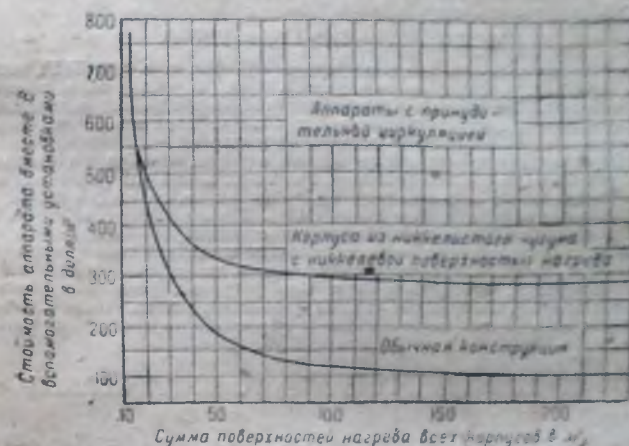


Рис. 19. Стоимость аппаратов с принудительной циркуляцией.

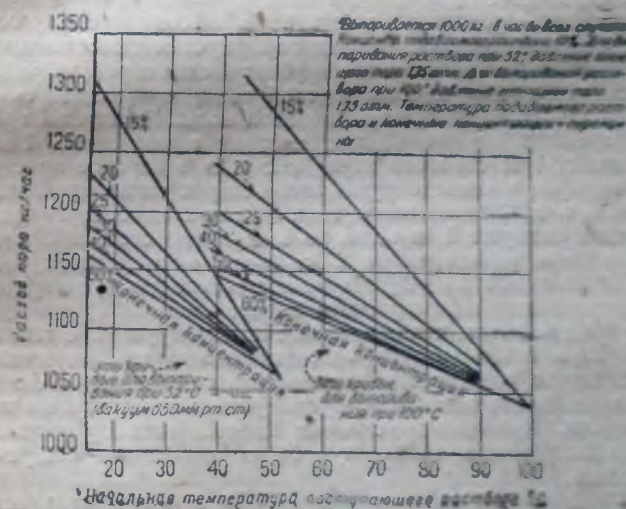


Рис. 20. Расход пара на выпаривание тонны воды в зависимости от температуры поступающего раствора и конечной концентрации.

Из табл. 1 (стр. 288) находим, что для концентрирования 1 000 кг слабого раствора от 10 до 50% требуется выпарить 800 кг воды, следовательно для выпаривания 1 000 кг воды требуется подать 1 250 кг слабого раствора в час.

Тепло, требуемое для испарения 1 000 кг воды при 52,2° С, равно $567 \cdot 1000 = 567000$ кал.
Тепло, требуемое для подогрева раствора $1260 \cdot 1 \cdot (52,2 - 26) = 40260$

ВСЕГО 607 260

1 кг греющего пара отдает 535,3 кал при 106,6°, поэтому расход пара равен $607\ 260 : 535,3 = 1\ 135$ кг/час.

Требуемая поверхность нагрева равна

$$607\ 260 : (106,6 - 52,2) \cdot 1\ 700 = 6,57 \text{ м}^2.$$

Если бы раствор поступал при температуре кипения, т. е. при 52,2°, расход пара составил бы 1 080 кг, а поверхность нагрева 6,16 м². И расход пара, и поверхность нагрева уменьшились. Эти числа меньше действительно требуемых и заводской практике, но безусловно для крупных единиц потребление пара и величина поверхности нагрева пропорциональны количеству испаряемой жидкости.

При таких вычислениях поверхность нагрева и расход пара будут линейно зависеть от начальной температуры слабого раствора. Ряд таких линий для различных конечных концентраций и для температуры кипения 51,7° (100 мм рт. ст. абс.) и 100° С показан на рис. 20. Начальная концентрация принята в 10%. Для каждой прямой, точки кипения, конечная концентрация и разность температур постоянны.

Рис. 20 ясно указывает на важное значение начальной температуры раствора. Подобные группы линий могут быть построены и для других условий начальной и конечной концентрации, точек кипения и температурных разностей. Некоторые из этих условий обычно фиксируются самими условиями задачи, тогда остальные связываются с ними несложными соотношениями, порожденными некоторыми семействами несложных кривых.

IV. ПРИНЦИП МНОГОКРАТНОГО ВЫПАРИВАНИЯ

Общие замечания. Многокорпусная выпарка представляет собой ряд выпарных аппаратов, подобных описанным выше, но соединенных между собою так, что соковый пар одного аппарата служит для нагрева следующего.

С переходом от одиночного аппарата к многокорпусному основные черты устройства и конструкции каждого корпуса остаются неизменными, изменяются лишь соединительные трубопроводы и режим работы.

Смысл устройства многокорпусной выпарки — уменьшить расход греющего пара на единицу выпариваемой воды. Килограмм греющего пара, поступающий в первый корпус, испарит в нем около 1 кг воды; получившийся 1 кг сокового пара, поступив в паровое пространство второго корпуса и конденсировавшись там, испарит также приблизительно 1 кг воды и т. д. Следовательно, если P кг греющего пара выпаривают в одиночном аппарате 1 кг воды, то в двухкорпусном аппарате те же P кг греющего пара выпарят 2 кг воды, а в трехкорпусном 3 кг и т. д. Это соотношение неточно, но достаточно для предварительного понимания принципа многократного выпаривания.

Если предположить, что предельные температуры (т. е. температура греющего пара и температура, отвечающая вакууму, который может быть достигнут в конденсаторе) неизменны, то переход от одиночного выпарного аппарата к многокорпусному не даст выигрыша в производительности. При таких условиях имеется некоторая неизменная располагаемая разность температур Δt , определяющая общую производительность.

Пусть одиночный аппарат для данной производительности при этих граничных температурах должен иметь S м² поверхности нагрева, тогда при n корпусах при тех же граничных температурах температурная разность, приходящаяся на каждый корпус, будет уменьшена, так что для достижения той же производительности потребуются n корпусов по S м² каждый. Это соотношение также лишь приблизи-

тельно верно, а в каждом частном случае должен быть сделан точный расчет (стр. 323).

Изложенное выше может быть суммировано в следующем способе. Переход от одиночного выпарного аппарата к многокорпусному дает экономию в стоимости потребляемого пара, но увеличивает стоимость самого аппарата.

Распределение температур в многокорпусном аппарате. Если принять, что температура греющего пара и давление в конденсаторе (следовательно и температура пара, выходящего из последнего корпуса) неизменны, то в аппарате самостоятельно установится некоторое отвечающее равновесию распределение температур по корпусам. Пусть t_0 — температура насыщения пара, поступающего в первый корпус, t_1 — температура кипения жидкости в первом корпусе, t_2 — температура кипения во втором корпусе, t_n — температура кипения в последнем корпусе, t_0 — температура насыщения пара, уходящего в конденсатор.

Рассмотрим двухкорпусный аппарат с жидкостью, поступающей в каждый корпус при температуре кипения, не имеющей депрессии, при условии, что конденсат не отдает тепла и что потерь на излучение нет.

Тепло, переданное через поверхность нагрева в первом корпусе

$$q' = K_1 \cdot S_1 (t_0 - t_1).$$

Тепло, переданное во втором корпусе (поскольку в данном случае $t_2 = t_1$), будет:

$$q'' = K_2 S_2 (t_1 - t_2),$$

но при сделанных допущениях все тепло, прошедшее через поверхность нагрева первого корпуса, должно в свою очередь пройти через поверхность нагрева второго, следовательно $q' = q''$. Обычно (не обязательно) поверхности нагрева делают одинаковыми для всех корпусов; следовательно $S_1 = S_2$, а отсюда

$$K_1 (t_0 - t_1) = K_2 (t_1 - t_2) \quad (5)$$

и распределение разности температур будет обратно пропорционально коэффициентам теплопередачи. Если сделанные допущения и не оправдываются ни в одном конкретном случае, то все же это лишь означает, что распределение разностей температур по корпусам не вполне точно обратно коэффициентам теплопередачи. Практически же количества тепла, расходуемые на подогрев поступающего раствора или передаваемые не через поверхность нагрева при самоиспарении, слишком малы, чтобы существенно нарушить это распределение температур по корпусам обратно коэффициентам теплопередачи.

Если в один из корпусов вводится большое количество очень холодного раствора, этот корпус будет несколько уклоняться от этого распределения.

Таким же путем можно доказать, что и для трехкорпусной батареи:

$$K_1 S_1 (t_0 - t_1) = K_2 S_2 (t_1 - t_2) = K_3 S_3 (t_2 - t_3)$$

а для n корпусов:

$$K_1 S_1 (t_0 - t_1) = K_2 S_2 (t_1 - t_2) = \dots = K_n S_n (t_{n-1} - t_n) \quad (6)$$

Если по каким-либо причинам коэффициент теплопередачи в каком-либо корпусе понизится, соковые пары, приходящие из предыдущего корпуса, будут конденсироваться менее интенсивно, и давление (а следовательно и температура) в предыдущем корпусе повысится и установится некоторое новое равновесное распределение температур. На практике распределение температур по корпусам колеблется соответственно колебаниям в условиях работы, отражающимся на коэффициентах теплопередачи.

Работники, не понимающие этого принципа, часто пытаются искусственно установить те температуры в различных корпусах, которые

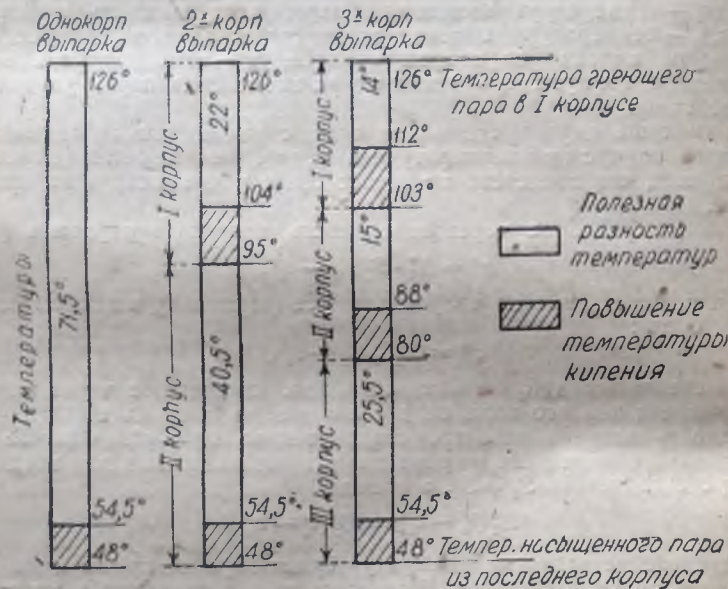


Рис. 21. Влияние депрессии на разность температур в выпарном аппарате.

согласно их предубеждению должны там быть. Если это достигается мятнем соковых паров между корпусами, то это вызывает потерю давления (а следовательно и разности температур) между этими корпусами и понижает производительность, не отражаясь на экономичности (в смысле расхода пара на единицу продукции). Если это достигается путем пуска части паров, минуя один из корпусов, или путем ввода пара и в другие корпуса кроме первого, то это означает, что часть пара используется менее, чем в n корпусах, и следовательно экономичность снижена, хотя производительность может и повыситься.

Влияние депрессии в многокорпусном аппарате. Пусть E_1, E_2, E_3, E_n — депрессии для I, II, n -го корпусов. Тогда в случае двухкорпусного аппарата, если раствор в первом корпусе кипит при темпе-

ратуре t_1 , то температура насыщения для сокового пара будет $(t_1 - E_1)$ и это есть температура пара, греющего второй корпус.

Если вакуум в конденсаторе будет таким же, как и в рассмотренном выше случае двухкорпусного аппарата, то температура насыщения паров t_2 будет и температурой кипения в последнем корпусе. При наличии же повышения точки кипения, или депрессии, равной E_2 , температура кипения во втором корпусе будет выше и будет равна $t_2 + E_2$. Уравнение (6) принимает вид

$$K_1(t_0 - t_1) = K_2[(t_1 - E_1) - (t_2 + E_2)].$$

Это означает, что при прежних значениях K_1 и K_2 , t_1 должно быть выше, чем в предыдущем случае при отсутствии депрессии.

Общее уравнение имеет вид:

$$K_1 S_1(t_0 - t_1) = K_2 S_2(t_1 - E_1 - t_2) = K_3 S_3(t_2 - E_2 - t_3) = \dots = K_n S_n[(t_{n-1} - E_{n-1}) - (t_n + E_n)]. \quad (8)$$

Следовательно депрессия есть разность температур, теряемая каждым из корпусов в многокорпусном аппарате. Этим ограничивается общее возможное число корпусов для данных предельных температур. Для растворов с значительной депрессией возможное число корпусов будет меньше, чем для растворов с незначительной депрессией или без нее.

На рис. 21 показано влияние депрессии растворов хлористого натрия при весьма типичных температурных разностях в одно-, двух- и трехкорпусном аппарате.

V. РАБОТА ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ

В этом разделе будут рассмотрены различные особенности работы выпарных аппаратов одно- и многокорпусных и будут даны некоторые данные, относящиеся к их конструкции.

Температура греющего пара. Каждая установка должна иметь как идеал такую схему распределения пара, в которой расход его на производство силовой энергии балансируется с его потреблением на технологические цели. В производстве, где применяется выпарной аппарат сколько-нибудь значительных размеров, последний является обычно самым крупным потребителем пара и является единственным и самым важным фактором в паровом балансе.

Выпарные аппараты получили свое развитие в период, когда силовая энергия вырабатывалась в паровых машинах, действующих отработанный пар при атмосферном, или немного выше атмосферного, давлении. Следствием этого явилось то, что выпарные аппараты рассматриваются часто как потребители пара низкого давления, преимущественно от 0,3 до 1,5 ат. В самих принципах работы выпарных аппаратов нет ничего, что заставляло бы придерживаться этих пределов. Давление греющего пара в одиночном аппарате или в первом корпусе может быть выбрано в пределах от 0,2 ат до 20 ат и выше.

Многие выпарные аппараты строятся из чугуна и поэтому не могут быть спроектированы на давление выше 2,5 ат. Это давление является предельным для многих типов горизонтальных выпарных аппаратов и для очень крупных вертикальных.

Если выпарной аппарат может быть изготовлен из листовой стали или иного прокатанного металла, имеющего достаточную прочность на разрыв, он может быть построен для любого желаемого давления греющего пара.

Давление пара, направляемого в выпарной аппарат, обычно определяется тем, что количество пара, расширяющегося в паровой машине или турбине от давления в паровом котле до установленного конечного давления, при котором производится отъем, должно обеспечить выработку энергии, достаточной для данного производства. Вместе с тем это же самое количество мягкого пара должно обеспечить и выпаривание нужного для производства количества раствора в одиночном или многокорпусном аппарате.

Количество пара, подаваемого прямо из котла через редуктор в выпарной аппарат, должно быть сведено к минимуму, близкому к нулю, и такое питание аппарата паром должно быть предусмотрено только для регулирования.

На заводе, уже имеющем установленную силовую станцию, давление пара, идущего на выпарку, естественно обусловлено давлением имеющегося отбросного пара за исключением особых случаев. В том случае когда проектирующий может выбирать и параметры силовой станции и выпарной установки, может быть выбрано любое давление отъемного пара на силовой станции, которое дает желательный баланс.

Оптимальный вакуум. Цель применения вакуума двоякая:

1) увеличить полезную разность температур, 2) предохранить от разложения жидкости, не выдерживающие высоких температур. Выпарной аппарат одиночный или многокорпусный не обязательно должен работать под вакуумом. Применение вакуума в выпарных аппаратах есть лишь следствие стремления снабжать их мягким паром с температурой от 105 до 120°; чтобы получить при этом достаточные рабочие разности температур для многокорпусной выпарки, необходимо прибегнуть к вакууму.

Если желательная разность температур обеспечена, выпарной аппарат можно пустить под давлением выше атмосферного. В сахарной промышленности в Европе работают трехкорпусные аппараты, обогреваемые паром не выше 115° с атмосферным давлением в последнем корпусе. Это означает не только отсутствие конденсатора и вакуум-насоса, но также и возможность применить соковый пар третьего корпуса для технологических нужд самого производства.

В США был спроектирован один выпарной аппарат, получающий пар из котлов при 18 ат и дающий соковый пар при давлении 5,6 ат для других нужд производства.

Иногда у проектирующего есть желание получить самый высокий вакуум, достижимый современными средствами. С повышением вакуума быстро понижается температура кипения и растет температурная разность — это обычная мотивировка в таких случаях, но из рис. 2 видно, что с понижением температуры кипения уменьшается столь же быстро и коэффициент теплопередачи. Может случиться, что аппарат будет работать с таким вакуумом, что понижение коэф-

фициента теплопередачи перекроет эффект от увеличения разности температур. Аппарат, работающий под вакуумом 700 мм, может иметь производительность ниже, чем работающий под вакуумом 600 мм при прочих равных условиях.

Оптимальная глубина вакуума зависит от типа аппарата, рода жидкости и стоимости поддержания вакуума.

В некоторых случаях, как например при выпаривании фруктовых соков, экстрактов животных желез, желатины и других материалов, очень чувствительных к высоким температурам, может оказаться желательным применение самого глубокого вакуума, чтобы сохранить качество продукта, хотя бы и за счет понижения производительности.

В общем вакуум в 600 мм (80%) повидимому можно твердо назвать средним.

Способы питания. Питание одиночного выпарного аппарата не требует специальных указаний. Место ввода может находиться в любой точке, удобной для проектирующего. Хорошо иметь ввод в таком месте, где естественные конвекционные токи возможно полнее перемешивают жидкость в аппарате с поступающим раствором, но это необязательно. В аппаратах с кристаллизацией, имеющих отводную трубку для осаждения солей, питание часто подводят внизу этой трубы, чтобы таким путем несколько промыть кристаллы соли и отделить более крупные. В аппаратах с принудительной циркуляцией питания предпочтительно производить с всасывающей стороны циркуляционного насоса.

Многокорпусные аппараты можно питать различными способами. Самый обычный метод — прямоточное питание, при котором слабый раствор подается в первый корпус, откуда раствор протекает дальше, поступая из корпуса в корпус под влиянием имеющейся между ними разности давлений. Сконцентрированный раствор при этом отводится из последнего корпуса.

Противоточное питание означает подачу раствора в последний корпус, откуда он с помощью насосов поступает в предыдущие корпуса с отводом концентрированного раствора из первого корпуса. При параллельном питании и начальный раствор поступает в каждый корпус. Смешанное питание означает комбинации предыдущих методов.

Преимуществами прямоточного питания являются: простота устройства, легкость контроля и наличие лишь одного насоса, работающего под разрежением со стороны всасывания. Испарение больше в последнем корпусе, чем в первом, благодаря самоиспарению по мере понижения температуры жидкости при переходе в следующий корпус.

Главный недостаток прямоточного питания — это добавочная нагрузка на первый корпус при низкой начальной температуре питающего раствора.

При низкой температуре питающего раствора противоточное питание требует меньше пара, чем прямоточное. Пользуясь обозначениями на стр. 307 и обозначив температуру питания t_p , найдем, что в n -корпусном аппарате раствор нагревается от t_1 до t_n паром, уже выпарившим, грубо говоря, количество воды в $(n-1)$ раз превышающее его вес, а от t_n и до t_{n-1} — паром, уже выпарившим в $(n-2)$ раз большее, чем его вес, количество воды и т. д. При прямоточном питании весь нагрев от t_1 до t_1 идет за счет пара, греющего первый корпус.

Поддержание надлежащей высоты уровней жидкости в корпусах при противоточном питании—довольно хлопотливое дело,—несколько насосов будут иметь вакуум на стороне всасывания. Можно избежать затруднений, если высота здания позволяет, опустить переточные трубы между корпусами вниз, в форме обратного сифона с насосом, расположенным в его нижней части.

Противоточное питание редко применяется, если начальная температура питающего раствора выше температуры кипения в последнем корпусе. В этом случае $t_1 > t_n$ и поступающий в последний корпус раствор охлаждается вследствие самоиспарения до t_n . Вследствие этого в конденсатор поступает лишнее количество пара, а раствор снова нагревается до t_1 в следующих корпусах¹. Но и в этом случае, если в аппарате полный перепад температур велик и t_1 не намного превышает t_n , может оказаться экономичнее нагревать раствор от t_n до t_1 при противоточном питании теплом, уже отработавшим в предыдущих корпусах, чем нагревать от t_1 до t_1 в первом корпусе при прямоточном питании.

Если температура поступающего раствора выше, чем температура кипения в последнем корпусе, можно решить, какой способ питания окажется более экономичен лишь путем составления полного теплового баланса выпарки для обоих способов применительно к данному конкретному случаю.

Средний коэффициент теплопередачи при противоточном питании может быть несколько выше, чем при прямоточном, так как в первом случае концентрированный раствор упаривается при более высокой температуре, вследствие чего и вязкость его оказывается ниже.

Противоточное питание влечет за собой небольшое уменьшение количества воды, испаряемой в последнем корпусе, т. е. меньшую нагрузку на конденсатор, если только температура поступающего раствора не выше, чем температура кипения в последнем корпусе.

Параллельное питание на практике никогда не применяется кроме выпарки растворов поваренной соли или в тех случаях, где на выпарку раствор поступает насыщенным, а концентрированный раствор из аппарата не отводится вовсе. Webber [Chem. Met. Eng. 27, 1073—1078 (1922)] произвел расчеты для выпарного аппарата с определенным неизменяемым полным перепадом температур при определенном отношении весов слабого и концентрированного растворов и определенных значениях коэффициентов теплопередачи. Полученные им кривые показывают расход пара на 1 кг испаренной воды для различных начальных температур и различных способов питания (рис. 22). Эти результаты имеют лишь частное значение, поскольку будут меняться условия, принятые в этом расчете как неизменные.

Смешанное питание особенно пригодно при упаривании в широких пределах концентраций и в случаях, когда концентрированный раствор очень вязок. В последнем случае часто применяется последовательность прохождения раствора по корпусам: II—III—IV—I. Здесь сочетаются преимущества прямоточного питания—нужен один лишь насос для перекачки жидкости из последнего корпуса в первый, а концентрированный вязкий раствор выпаривается в корпусе с наи-

¹ Надо однако учесть, что при самоиспарении в этом случае раствор частично концентрируется и далее до t_1 нагревается меньшее количество раствора.—Прим. ред.

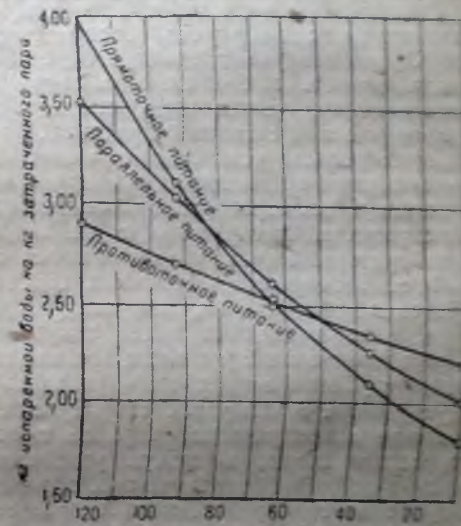
более высокой температурой. Существует много способов смешанного питания, вызываемых особыми условиями; их характеристика может быть получена лишь путем полного расчета всей выпарной установки.

Отвод конденсата. Вспомогательные устройства для отвода конденсата описаны на стр. 334. Отвод конденсата в одиночном аппарате не требует особого рассмотрения. В очень больших аппаратах может оказаться желательным иметь несколько отводов для конденсата вместо одного. Разумеется, что конденсат из любого корпуса, обогреваемого непосредственно котельным паром, должен возвращаться для питания котлов, если он не подвержен опасности загрязнения.

В многокорпусном аппарате конденсат из первого корпуса всегда возвращается в котельную и при этом возможно горячим, кроме того случая, когда пар поступает в первый корпус не из котла и может оказаться загрязненным. Если конденсат из второго корпуса может быть получен чистым, он также может быть применен для добавки к питанию котлов. Все корпуса должны иметь отдельные устройства для отвода конденсата и ни в каком случае не следует спускать конденсат из корпуса в корпус. В том случае, когда горячий конденсат не находит применения в производстве, можно собрать конденсат из всех корпусов кроме первого и последнего в общий сборник, находящийся под давлением, равным давлению в паровом пространстве последнего корпуса. Выделяющийся вследствие самоиспарения конденсата пар направляется на обогрев последнего корпуса.

Следует остерегаться, чтобы при таком устройстве возврат этого пара в последний корпус не отразился на удалении воздуха из корпусов. Часто находят, что усложнение, вызываемое этим дополнительным устройством, и лишний расход энергии на откачку всего конденсата из-под вакуума парового пространства последнего корпуса не окупается использованным теплом конденсата.

Удаление воздуха. Под с о в о м воздух мы будем понимать все геконденсировавшиеся газы. В одиночном аппарате и в первом корпусе многокорпусного аппарата воздух приносится только с греющим паром, кроме тех случаев, когда в паровом пространстве давление менее атмосферного, т. е. когда возможен подсос воздуха через неплотности. Если давление в паровом пространстве выше атмосферного, воздух



Начальная температура раствора °C

Рис. 22. Зависимость удельного расхода пара на выпаривание от способа питания.

можно выпускать прямо наружу, иногда же удобнее выпускать воздух в соковое пространство того же корпуса.

В многокорпусном аппарате воздух можно выпускать из парового пространства прямо в соковое пространство того же корпуса или же воздух из всех корпусов отводится прямо в конденсатор. Первый способ применяется, когда количество воздуха невелико и имеет целью использовать скрытую теплоту конденсации пара, неизбежно уходящего с воздухом.

В том случае когда количество воздуха значительно, чтобы избежать скопления его в паровых пространствах последних корпусов и связанного с этим понижения коэффициентов теплопередачи, воздух отводят из всех корпусов непосредственно в конденсатор.

Отвод воздуха регулируется обычно на-глаз открытием воздушных краников. В большинстве случаев считают, что лучше потерять некоторое количество пара, чем понижать коэффициент теплопередачи вследствие недостаточной продувки. Было указано, что продувку можно контролировать, установив термометры на продувочной линии, тогда продувочные краны должны открываться настолько, чтобы термометр показывал температуру, приближающуюся к температуре парового пространства. Автор никогда не видел этого метода на заводах, но в лабораторной практике он оказался очень полезным.

Расположение продувочных трубок не всегда легко определить. Общее мнение таково, что воздух будет скапливаться в конце пути пара, если последний имеет какую-нибудь определенную скорость в определенном направлении; так например в аппаратах с горизонтальными трубками воздух надо отводить на стороне, противоположной впуску пара. В аппаратах типа Яриана, Кестнера и других, имеющих длинное цилиндрическое паровое пространство, — если пар вводится на одном конце, а воздух удаляется на другом — продувка будет весьма полной. В вертикальных нормального типа выпарных аппаратах пар не имеет определенного направления. Продувочные трубки присоединяют обычно по внешней окружности парового пространства, это же относится и к вертикальным аппаратам с подвесной поверхностью. Продувочные краны должны быть расположены в верхней и нижней части парового пространства. Удаление воздуха из нижней части можно обеспечить, применяя поршневые конденсатные насосы, взятые с хорошим запасом производительности. То обстоятельство, что воздух тяжелее пара при равных давлениях и температурах, не имеет никакого значения, так как конвекционные токи в паровом пространстве более чем достаточны, чтобы перемешивать газы, если только нет определенного движения, которое может увлечь воздух в каком-нибудь определенном направлении. Перегородки внутри парового пространства для придания ему направления и для скопления воздуха в определенном месте осложняют устройство и не имеют значения в большинстве выпарных аппаратов, потому что при общем коэффициенте теплопередачи ниже 5000 частный коэффициент со стороны пара настолько велик, что даже значительное его изменение едва отразится на общем коэффициенте.

Непрерывная и периодическая работа аппарата. Непрерывную работу аппарата вообще всегда следует предпочесть периодической, где это только возможно. Если конечный раствор очень вязок или по каким-либо иным причинам в аппарате, содержащем концентрирован-

ный раствор, коэффициент теплопередачи очень низок, а разности начальной и конечной концентрации велика, периодическая работа может оказаться более приемлемой. При непрерывной работе корпуса, в котором выпаривается концентрированный раствор, всегда работает с низким коэффициентом теплопередачи. При периодической работе аппарата низкий коэффициент теплопередачи будет иметь место лишь в течение части времени и за счет полученного таким образом увеличения среднего значения его, можно перекрыть потери времени на опорожнение и наполнение аппарата при каждой операции.

С другой стороны, при периодической работе и большой разнице между начальной и конечной концентрацией, раствор становится вязким лишь тогда, когда уже большая часть воды испарилась. Так например при выпаривании раствора от 10 до 50% после испарения половины всей подлежащей удалению воды концентрация раствора будет всего 16,7%, а когда испарится $\frac{3}{4}$ всей воды, концентрация достигнет только 25%.

В таком случае при достаточно крупном масштабе производства, позволяющем окупить стоимость оборудования, можно концентрировать раствор от 10 до 20 или 25% в непрерывно действующем выпарном аппарате (одиночном или многокорпусном, смотря по условиям), а затем заканчивать выпарку от 20 или 25% до 50% в аппарате периодического действия. Такое разделение, как правило, принято в тех случаях, когда конечный раствор имеет очень большую вязкость или значительную депрессию. Нередко эти аппараты, заканчивающие выпарку, работают в пределах концентрации, отвечающих испарению менее, чем $\frac{1}{10}$ всей подлежащей удалению воды.

Удаление кристаллов. Под словом соль в дальнейшем будем понимать любой кристаллический материал, осаждающийся из раствора в процессе выпаривания и имеющий нормальную кривую растворимости, т. е. для которого растворимость возрастает с температурой. Соль может быть или главным продуктом или побочным.

Способы удаления соли можно классифицировать следующим образом.

1. Спуск всей загрузки аппарата.
2. Солеприемники или фильтры.
3. Ковшевой элеватор.
4. Непрерывная откачка в отдельный осадитель.
5. Осадитель, включенный в систему с замкнутой циркуляцией.

Спуск всего загруженного в аппарат материала применяется только при очень вязких маточных растворах и когда относительное его количество по сравнению с кристаллами очень мало. Единственный пример применения этого способа — сахарное производство.

При малом количестве удаляемой соли выпарной аппарат может быть снабжен коническим днищем с краном в нижней части. Нижне расположен один или несколько приемников, давление в которых можно уравнивать с давлением в аппарате с помощью трубок, соединяющих приемник с аппаратом. Во время работы кран открыт и соль оседает в приемнике по мере образования. Когда приемник наполнится, его отключают и опорожняют. Для очень малых количеств соли приемник может не иметь фильтра, а все содержимое его перекачивается в отдельно расположенный небольшой фильтр или осадитель. При больших количествах соли сам приемник может быть снабжен фильтрующей перегородкой. В последнем случае приемник должен

иметь отвод внизу для откачки маточного раствора, в верхней части должны быть подводы воздуха или пара для осушки кристаллов и люк для выгрузки подсушенной соли на транспортер любого типа.

Наибольшее количество соли, которое может выгружаться таким способом — 1 т/час; при большем количестве приходится слишком быстро разгружать приемник, что вызывает затруднения.

Если разгрузка идет с перерывами, часа через два или более, то достаточно иметь один приемник, а за время его разгрузки соль будет собираться в коническом днище аппарата. При большем количестве соли каждый аппарат должен иметь два приемника, один из них будет наполняться, другой разгружаться. Обычно при двухкорпусном аппарате ставят три приемника, причем третий может присоединяться к любому из двух корпусов, смотря по надобности. Ни шаровые вентили, ни задвижки не должны применяться для запирания солепроводов, а краны не приняты ставить менее, чем в 3". Кран должен иметь доступ для воды или раствора к обоим сторонам, чтобы его можно было промыть от соли.

В солеваренной промышленности одно время было принято заканчивать коническое днище аппарата барометрической трубой и удалять соль снизу этой трубы ковшевым элеватором. В этом случае элеватор должен быть заключен в кожух до уровня жидкости в аппарате, чтобы избежать потери рассола при выключении вакуума. Ковши элеватора обычно делались из перфорированных металлических листов или проволоочной сетки, но все же выгруженная из элеватора смесь была обычно влажной. Главные недостатки элеваторов — это большое занимаемое пространство в высоту и трудность их очистки.

В настоящее время наиболее надежным способом выгрузки больших количеств соли считается непрерывная откачка суспензии кристаллов в растворе через трубу, присоединенную к нижней части конического днища. Откачиваемая суспензия обычно подается в расположенный выше отстойник, из которого осадок соли поступает на центрофуги или фильтры, а жидкость стекает в бак, из которого производится питание аппарата. При выпарке поваренной соли, где растворы из всех корпусов имеют одинаковую концентрацию, можно обойтись одним отстойником на все корпуса, откуда осветленная жидкость направляется снова в бак для питания корпусов. Если концентрации по корпусам различны, можно установить особый отстойник для каждого корпуса, а раствор подавать обратно в тот же самый корпус.

Среднее содержание соли в откачиваемой суспензии по всей вероятности лежит в пределах от 5 до 10 ч. раствора на 1 ч. соли по весу. В некоторых случаях можно откачивать суспензию 1 : 1, но при столь густых суспензиях есть опасность закупорки трубопроводов, которые в таких случаях не должны иметь крутых поворотов и должны обеспечивать скорость жидкости не менее 2 м/сек.

В аппаратах с принудительной циркуляцией осадитель для соли может быть включен в общий цикл циркуляции раствора, но в этих случаях количества жидкости, проходящей через отстойник, столь велики, что их работа редко оказывается удовлетворительной. В большинстве аппаратов с принудительной циркуляцией через отстойник проходит лишь часть всей циркулирующей жидкости, что позволяет при не слишком больших размерах отстойника обеспечить поперечное сечение, достаточное для хорошего отделения соли.

Отстойник имеет коническое дно, из которого соль удаляется одним из описанных выше способов.

Образование и удаление накипи. Образование накипи всегда связано с присутствием веществ, имеющих обращенную кривую растворимости, т. е. таких веществ, растворимость которых падает с повышением температуры. Накипь не обязательно связана с присутствием в растворе веществ с очень малой растворимостью. Сама обычная примесь, образующая накипь, — сульфат кальция; из других встречающихся веществ можно указать гидроокись кальция, сульфат натрия, карбонат натрия и кальциевые соли органических кислот, содержащиеся в сахарных соках и фруктовых сиропах.

Карбонат кальция в растворах, содержащих CO_2 , имеет нормальную кривую растворимости, но при кипячении растворов бикарбоната кальция, по мере удаления CO_2 , осаждается карбонат кальция. Когда накипь образуется в растворе, содержащем взвешенные твердые частицы, они обычно оказываются включенными в слое накипи.

Если в растворе присутствуют вещества, образующие накипь, предотвратить ее образование невозможно. Скорость ее образования можно понизить применением высоких скоростей циркуляции жидкости или введением в раствор мелких кристалликов вещества, образующего накипь, но совсем избежать образования накипи этими путями нельзя. Удаление примесей, образующих накипь, часто невозможно или слишком дорого. Обычно проблема накипи — это проблема замедления ее нарастания и проблема очистки аппарата от уже образовавшейся накипи. Нередко накипь можно удалить кипячением с соответствующим реагентом. Например сульфат кальция можно удалить кипячением с содой или каустиком с последующим кипячением с соляной кислотой. Обычные железные и стальные аппараты можно прокипятить с 0,5%-ной HCl в течение известного времени без порчи их. Опасность коррозии уменьшается применением защитных добавок, появившихся за последнее время¹. Осадки сульфата или карбоната натрия можно удалить кипячением с водой. Растворы фтористого натрия или аммония можно применить для удаления осадков богатых кремнием. Очень трудно удаляются осадки, содержащие много Al_2O_3 или фосфатов.

Если накипь отлагается внутри трубок, можно применить механические способы очистки, принятые в котельных. Это возможно для аппаратов Яриана или нормального типа вертикальных аппаратов. Аппараты с горизонтальными трубками непригодны для выпаривания жидкостей, образующих накипь, потому что механическим путем трудно удалять накипь с внешней поверхности трубок. Если возможна очистка химическим способом, можно применить и горизонтальные аппараты. Механические способы удаления накипи менее пригодны для аппаратов с узкими и длинными трубками, чем для аппаратов с широкими и короткими трубками.

Для случая образования действительно плотной и ровной накипи можно доказать, что уменьшение скорости теплопередачи выражается уравнением [Mc Cabe и Robinson, Ind. Eng. Ch. 16, 478—479 (1924)]:

$$\frac{1}{K^2} = A\theta + B,$$

¹ Кипячение с HCl все же требует большой осторожности. Прим. ред.

где K — коэффициент теплопередачи в момент времени θ , θ — время от начала работы аппарата после чистки, A и B — константы.

Уравнение (9) есть уравнение прямой¹ и константы A и B могут быть определены из двух замеров, сделанных в разное время, но практически лучше сделать несколько наблюдений. Это уравнение полезно для предсказания ожидаемого уменьшения производительности аппарата через определенное время от начала операции.

На рис. 23 показаны результаты испытания над раствором Na_2SO_4 , нанесенные согласно уравнению (9).

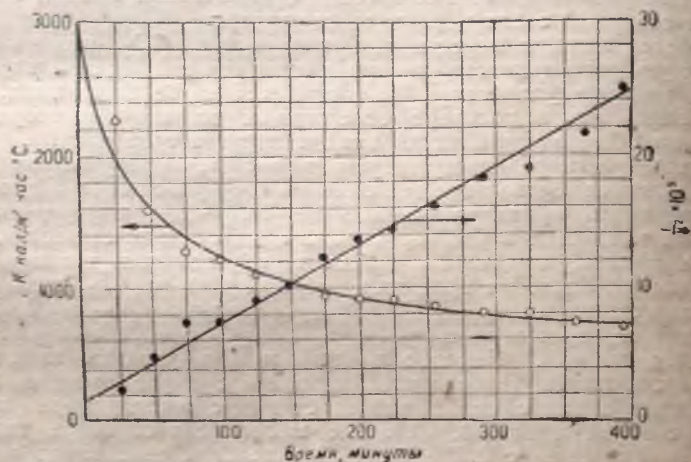


Рис. 23. Уменьшение коэффициента теплопередачи при образовании накипи.

Определять коэффициенты теплопередачи практически неудобно, но можно измерять любые величины ему пропорциональные, как например количество поступающего в единицу времени раствора, количество образующейся в единицу времени соли или отводимого конденсата, которые также будут изменяться по уравнению (9).

Следовательно

$$\frac{1}{F^2} = a\theta + b, \quad (10)$$

где F — подача раствора в кг/час для момента времени θ , θ — время, протекшее от начала работы аппарата после чистки в часах, a и b — константы.

Если определены константы a и b , то продолжительность цикла, дающего максимальную производительность, выражается уравнением [Othmer и Badger, Trans. Am. Ch. E. 16, 159—168 Pt. II, (1924); McCabe, Chem. Met. Eng. 33, 86—87 (1927)]:

$$X_m = C + \frac{2}{a} \sqrt{abC}, \quad (11)$$

¹ Если за координаты принять $\frac{1}{K^2}$ и θ . Прим. ред.

где X_m — продолжительность работы для цикла, дающего максимальную производительность, в часах, C — время озорожения, очистки и наполнения, a и b — константы в уравнении (10), определяемые из опыта. Другое полезное уравнение имеет вид

$$P = \frac{48}{a} \left(\frac{\sqrt{aX+b} - \sqrt{b}}{X+C} \right), \quad (12)$$

где P — общая суточная выработка аппарата в кг/сутки слабого раствора, X — продолжительность работы аппарата (кипения) за цикл (от чистки до чистки).

Продолжительность цикла, дающего минимум стоимости на единицу переработанного раствора, выражается уравнением:

$$X_n = \frac{M}{N} + \frac{2}{aN} \sqrt{abNM}, \quad (13)$$

где X_n — число часов работы для цикла с минимумом стоимости, M — стоимость одной чистки (работа с материалом), N — часовая стоимость работы по обслуживанию аппарата во время его действия в рублях.

Работать по циклам, даваемым уравнениями (11) или (13), не всегда удобно по условиям распорядка работ. Чтобы определить влияние отклонений от оптимального цикла, полезно следующее уравнение:

$$U = \frac{aP}{48} \left(\frac{NX + M}{\sqrt{aX+b} - \sqrt{b}} \right), \quad (14)$$

где U — общая стоимость работы в рублях/час, X — продолжительность работы аппарата (кипения) за цикл.

В большинстве случаев оказывается, что даже значительные отклонения от оптимальной продолжительности цикла, даваемой уравнениями (11) и (13), не влияют заметно на стоимость продукта или производительность установки, поэтому продолжительность цикла может быть приноровлена к окончанию смены или рабочего дня, ближайшего к вычисленному сроку.

Пример. Одиночный вертикального типа выпарной аппарат перерабатывает раствор, осаждающий накипь сульфата кальция. Размеры корпуса аппарата достаточны для одновременной работы четырех человек во время очистки. Общее число человеко-часов для очистки равно 24 часам и 2 часа требуется на остановку аппарата, его озорожение и наполнение и пуск после чистки. Следовательно минимальная потеря времени на цикл составляет 8 час.

Измерениями количеств подаваемого раствора в течение длительного периода работы аппарата найдено, что количество подаваемого раствора и время связаны соотношением:

$$\frac{1}{F^2} = 1,73 \cdot 10^{-10} + 86,5 \cdot 10^{-10}$$

Стоимость обслуживания аппарата во время его работы равна 0,9 долл./час, а стоимость чистки 0,75 долл. за 1 человеко-час. Продолжительность цикла должна равняться целому числу суток.

А. При каком цикле аппарат даст наибольшую выработку?
 Б. Если в сутки должно в среднем перерабатываться 170 000 кг, при какой продолжительности цикла стоимость переработки будет минимальной?
 Решение. А. Из уравнения (10) находим значения констант

$$a = 1,73 \cdot 10^{-10},$$

$$b = 86,5 \cdot 10^{-10},$$

$$C = 8 \text{ час.}$$

Подставляя в уравнение (11), получаем:

$$X_m = 48 \text{ час.}$$

Общая продолжительность цикла будет $48 + 8 = 56$ час., что не составляет целого числа суток.

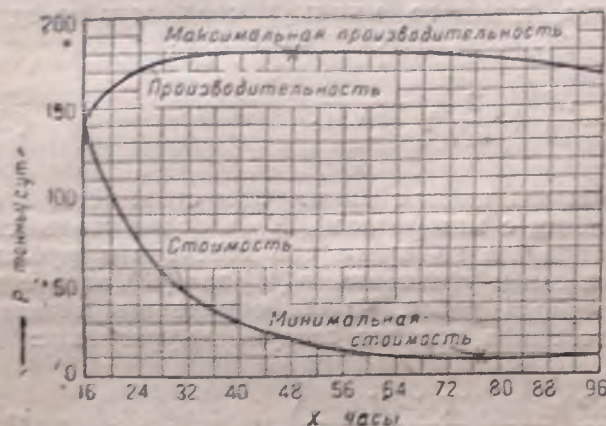


Рис. 24. Определение оптимального цикла продолжительности работы.

Уравнение (13) не содержит величины P и поэтому неизвестно, обеспечит ли цикл при минимальной стоимости переработки заданную производительность аппарата. Обращаясь к рис. 24, мы видим однако, что рабочий цикл продолжительностью 83 час. (91 час. общей продолжительности) обеспечивает производительность 170 000 кг. Чтобы выяснить, как скажется отступление от наивыгоднейшего цикла в 83 часа при переходе к циклу с целым числом суток, на рис. 24 построена вторая кривая по уравнению (14) при $P = 170 \text{ т/сут.}$ Из рассмотрения этой кривой видно, что цикл в 48, 72 и 96 час. общего времени (соответственно 40, 64 и 88 час. рабочего времени) дают стоимость переработки, мало отличающуюся от минимума, причем кривая производительности для всех трех циклов лежит выше заданной. Цикл в 40 час. дает стоимость несколько выше минимума, а цикл в 86 час. дает производительность только равную заданной, поэтому наиболее подходящий цикл будет 72 часа общего времени, из которых время работы составит 64 часа.

Кристаллизация на поверхности нагрева. При концентрировании растворов, подобных раствору хлористого натрия, которые хотя и не имеют обращенной кривой растворимости, но у которых возрастание растворимости с температурой очень незначительно, обнаруживается особое явление быстрого нарастания кристаллов на поверхности нагрева. Ухудшение теплопередачи, связанное с этим явлением, не подчиняется уравнениям, приведенным выше, а причины этого явления не выяснены. Скорость нарастания кристаллов меньше при больших скоростях жидкости. Замечено, что зарастание поверхности нагрева кристаллами возбуждается обычно каким-либо временным расстройством режима работы аппарата, как например падением дав-

Подставляя в уравнение (12) различные значения X , строим кривую зависимости P от X . Кривая, приведенная на рис. 24.

Из рассмотрения кривой видно, что цикл в 48 или 72 часа (соответственно 40 и 64 часа чистой работы) дают почти одинаковую производительность, как и оптимальный цикл.

В. Ответ дает уравнение (13) после подстановки констант:

$$a = 1,73 \cdot 10^{-10},$$

$$b = 86,5 \cdot 10^{-10},$$

$$M = 24 \cdot 0,75 = 18 \text{ долл.}$$

$$N = 0,90 \text{ долл.}$$

после вычислений получаем $X_m = 83$ часа.

ления греющего пара, повышением температуры кипения или уровня жидкости в аппарате, приостановкой циркуляции или какой-нибудь другой причиной, влекущей замедление кипения жидкости. Раз начавшись, зарастание поверхности быстро прогрессирует и вскоре вынуждает остановить аппарат для промывки.

Пенообразование и улавливание брызг. Увлечение капелек жидкости (брызги) вызывается большой скоростью пара, превышающей скорость осаждения капелек под действием тяжести. Пенообразование есть свойство жидкости давать большое число устойчивых пузырьков. Капля жидкости, подброшенная вверх с поверхности кипящей жидкости, поднимается на некоторую высоту, а затем начинает падать. При падении, через некоторое время установится постоянная скорость падения согласно закону Стокса. Если скорость, с которой капля была подброшена, окажется достаточной, чтобы капля могла достичь выходного отверстия для пара, она будет унесена. Если размеры капли так малы, что скорость ее осаждения меньше, чем скорость восходящего пара в аппарате, капля также будет унесена. Отсюда следует, что, развивая пространство над зеркалом кипящей жидкости в высоту, мы уменьшим унос крупных брызг, но не изменим унос мелких. Обычно считают, что если заметный унос брызг не допустим, то не следует снимать с 1 м² зеркала испарения более 100—200 кг пара в 1 час. Образование брызг повидимому также зависит от поверхностного натяжения жидкости. Vorkauf [Forsch. Geb. Ingenieurwesen, Forschungsheft 341 (1931)] изучал брызгообразование в паровых котлах, но его опыты велись при условиях, которые не позволяют приложить их к выпарным аппаратам [см. также Melhardt, Chem. Apparatur 18, 165—166 (1931)].

Обычные водоотделители, устанавливаемые на паропроводах, могут служить и брызгоулавливателями — сепараторами выпарных аппаратов. Многие из них оказываются не особенно эффективными. Хорошо построенный сепаратор должен удовлетворять следующим основным требованиям: 1) обеспечивать поворот под острым углом струи пара, движущейся с большой скоростью, или придавать пару быстрое вращательное движение; иными словами, инерция капелек жидкости должна быть использована. 2) Собирающаяся на поверхностях жидкости не должна снова упасть в струю быстродвижущегося пара. Один очень эффективный тип сепаратора, именно зонтичный тип, применяемый в аппаратах с принудительной циркуляцией, не удовлетворяет этим требованиям, но тем не менее почти полностью улавливает брызги из пара, прорывающегося через сплошную завесу жидкости, стекающей с краев зонта.

Причины, вызывающие образование пены, неясны. Это явление связано с присутствием в растворе веществ, изменяющих величину поверхностного натяжения и суспендированных частиц, стабилизирующих поверхностную пленку. Чистые жидкости не пенятся, даже если присутствуют мелкие суспендированные частицы¹.

Растворы не пенятся, если в них нет мелких суспендированных частиц. Коллоиды часто отвечают обоим условиям и поэтому растворы или суспензии коллоидов обычно пенятся. Очевидно пенообразование можно предотвратить, удалив из раствора все суспендированные частицы и коллоидные вещества, но это редко осуществимо практи-

¹ См. также Ф у л ь к, Ind. and Eng. Chem. 9, 21 (1929). Прям. ред.

чески¹. С другой стороны, работа с пенящимися жидкостями требует осторожности и нет такого универсального метода, который один обеспечивал бы устранение всякой пены. Нередко хорошие результаты дает понижение уровня жидкости ниже верхних концов трубок. Нагретые в верхней части паром трубки иногда уничтожают зарождающуюся пену. Иногда слой пены можно разбить, направляя на его поверхность струи пара. Для выпаривания пенящихся жидкостей лучше всего подходят такие аппараты, в которых жидкость, движущаяся с большой скоростью, ударяется в поверхность, о которую пена разбивается механически; в этом отношении хорош аппарат Яриана и особенно аппараты с принудительной циркуляцией. Можно умерить пенообразование введением различных масел, причем жиры лучше, чем минеральные масла, а еще лучше действуют свободные жирные кислоты. Применялись масла — касторовое, хлопковое и кокосовое и приготовленные из них соответствующие жирные кислоты. Наиболее эффективным оказывается сульфированное касторовое масло, но в большинстве случаев оно слишком дорого. Объяснение действию этих масел еще не дано.

Материалы для постройки выпарных аппаратов. Выпарные аппараты строятся практически из любых материалов, обычно применяемых для постройки химических аппаратов. Большей частью применяется сталь и железо. Чугун предпочитают листовому железу, так как он более устойчив к коррозии, за исключением тех случаев, где сталь должна быть применена по конструктивным соображениям; обычно стальной аппарат считается неудачным решением². Практически все описанные выше типы аппаратов могут быть построены из чугуна или по крайней мере с теми чугунными частями (кроме трубок), которые соприкасаются с жидкостью. Трубки обычно железные или медные. Поверхности нагрева из чугуна еще никогда не получала удовлетворительной конструктивной разработки³.

Выпарные аппараты можно строить также из меди, алюминия, свинца, бронзы и подобных ей сплавов. Свинцовые выпарные аппараты должны иметь массивный литой свинцовый корпус (а не освинцованный). Трубки в свинцовых аппаратах обычно медные, освинцованные. Для выпарки каустика широкое распространение получили поверхности нагрева из никеля и никелированные корпуса. Эмаль — неподходящий материал и аппаратов с эмалированными трубками не делают, как так эмалировать трубки малых диаметров невозможно. Вполне удовлетворительные аппараты могут быть построены с поверхностью нагрева из стекла пайрекс (Pyrex). За последние годы растет тенденция к применению некоторых видов хромоникелевых сталей для постройки выпарных аппаратов; по мере накопления знаний о свойствах и способах обработки этих сталей их применение вероятно будет расти. При отсутствии других подходящих материалов корпуса выпарных аппаратов могут быть выложены кислотоупорным кирпичом на кислотоупорной замазке.

¹ См. Ind. Eng. Chem. 26, 263 (1934). Прим. ред.

² С этим утверждением автора нельзя согласиться. Во всех случаях, когда коррозионное действие жидкости отсутствует, более целесообразно применение листовой стали, что уменьшает вес аппарата и удешевляет стоимость его. Прим. ред.

³ Для выпарки электролитического едкого натра у нас в Союзе находят себе применение аппараты системы „Rapid“ с чугунными трубками (для высоких концентраций NaOH). Прим. ред.

VI. РАСЧЕТ МНОГОКОРПУСНЫХ АППАРАТОВ.

Расчет одиночного аппарата изложен на стр. 304.

Общие основания. При изложении расчета многокорпусного аппарата предельные температуры и коэффициенты теплопередачи в каждом корпусе будут считаться известными. В этом случае относительные величины поверхностей нагрева и температурные разности в различных корпусах взаимно связаны. Заданному отношению поверхностей нагрева будет соответствовать определенное распределение температур по корпусам и обратно.

Расчет обычно ведут на основе заданного соотношения между поверхностями нагрева различных корпусов. Самый обычный случай, когда поверхности нагрева во всех корпусах должны быть равны.

Выписываются уравнения теплового баланса для каждого корпуса. Задаются величинами разностей температур по корпусам и на основе полученного таким образом распределения температур решаются уравнения теплового баланса и вычисляются количества тепла, передаваемые в каждом корпусе через поверхность нагрева. На основе полученных количеств тепла, известных коэффициентов теплопередачи для каждого корпуса и выбранных ранее разностей температур, подсчитываются поверхности нагрева каждого корпуса. Если полученные величины поверхностей не удовлетворяют первоначально заданному соотношению, температуры по корпусам распределяются снова до тех пор, пока не получится требуемое соотношение поверхностей нагрева. Число схем выпарных установок так велико, что общее математическое решение невозможно. На нескольких примерах ниже будет показано, как надо составлять уравнения применительно к данной конкретной задаче; по образцу этих примеров можно решить вопрос и для любого случая.

Принятые обозначения

- I, II, III, IV — номера корпусов,
 F — количество слабого раствора в кг/час,
 E — количество испаренной воды в кг/час,
 V — количество пара, поступающего в первый корпус в кг/час,
 W, X, Y, Z — количества воды, испаряемой в I, II, III и IV корпусах соответственно, в кг/час,
 S_1, S_2, S_3, S_4 — поверхности нагрева I, II, III и IV корпусов в м²,
 t_0 — температура насыщения греющего пара I корпуса в °C,
 t_1, t_2, t_3, t_4 — температуры насыщения соковых паров из I, II, III и IV корпусов в °C,
 $t_{I'}, t_{II'}, t_{III'}, t_{IV'}$ — точки кипения жидкостей в I, II, III и IV корпусах в °C,
 t_f — температура поступающего на выпарку слабого раствора,
 c_f — теплоемкость поступающего на выпарку слабого раствора в кал/кг °C,
 c_1, c_2, c_3, c_4 — теплоемкость раствора в I, II, III и IV корпусах в кал/кг °C,

- R_1, R_2, R_3, R_4 — потери тепла в окружающую среду от I, II, III и IV корпусов в кал/час ,
 H_1, H_2, H_3, H_4 — теплоты кристаллизации и дегидратации в I, II, III и IV корпусах в кал/час ,
 r_0, r_1, r_2, r_3, r_4 — скрытая теплота испарения в кал/кг при температурах t_0, t_1, t_2, t_3, t_4 ,
 q_0 — теплота перегрева греющего пара, поступающего в I корпус (по отношению к температуре t_0) в кал/кг ,
 q_1, q_2, q_3, q_4 — теплота перегрева соковых паров (относительно температур t_1, t_2, t_3, t_4) в кал/кг ,
 a_1, a_2, a_3, a_4 — количества соли, удаляемой в I, II, III и IV корпусах, в кг ,
 K_1, K_2, K_3, K_4 — коэффициенты теплопередачи в I, II, III и IV корпусах в $\text{кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, отнесенные к полезной разности температур.

Допущения

1. Конденсат из парового пространства уходит при температуре пара.
2. Температура удаляемой из любого корпуса соли и удаляемого с солью раствора равна температуре кипения жидкости в аппарате.
3. Потери в окружающую среду учтены как от частей аппаратов, заполненных жидкостью, так и от паровых пространств и трубопроводов, так что W, X, Y, Z суть количества пара — действительно поступившего (нетто) и сконденсировавшегося в следующем корпусе.
4. Перегрев пара не отражается на величине разности температур следующего корпуса.
5. Суммарный тепловой эффект кристаллизации и дегидратации отрицателен, т. е. теплота поглощается, а не выделяется. Если имеет место обратное, то знаки у величин H_1, \dots, H_4 надо переменить.
6. Повышение точки кипения (депрессия) известно для растворов всех концентраций и при всех давлениях.

Случай I

Четырехкорпусный аппарат с прямоточным питанием

Уравнения теплового баланса

Для I корпуса:

$$V(q_0 + r_0) + Fc_f(t_f - t_1) = W(r_1 + q_1) + H_1 + R_1. \quad (15)$$

Для II корпуса:

$$W(r_1 + q_1) + c_1(F - W - a_1)(t_1 - t_{II}) = X(r_2 + q_2) + H_2 + R_2. \quad (16)$$

Для III корпуса:

$$X(r_2 + q_2) + c_2(F - W - X - a_1 - a_2)(t_{II} - t_{III}) = Y(r_3 + q_3) + H_3 + R_3. \quad (17)$$

Для IV корпуса:

$$Y(r_3 + q_3) + c_3(F - X - Y - a_1 - a_2 - a_3)(t_{III} - t_{IV}) = Z(r_4 + q_4) + H_4 + R_4. \quad (18)$$

Уравнение материального баланса

$$E = W + X + Y + Z. \quad (19)$$

Последовательность расчета

- a) $F, E, t_0, t_f, R_1, R_2, R_3, R_4, c_f, t_f$ обычно даются условиями задачи.
- b) Задаются значениями t_1, t_2, t_3 .
- c) Задаются значениями W, X, Y, Z .
- d) На основе выбранных в (b) и (c) величин вычисляются t_1, t_2, t_3, t_{IV} а также $c_1, c_2, c_3, c_4; a_1, a_2, a_3, a_4; H_1, H_2, H_3, H_4; r_1, r_2, r_3, r_4$ и q_1, q_2, q_3, q_4 .
- e) Подставляя числа (b) и (d) в уравнения (15)—(19), получают систему пяти уравнений с пятью неизвестными, которую можно решить и найти V, W, X, Y, Z .
- f) Если полученные величины заметно отличаются от принятых в пункте (c), расчет от (b) до (d) повторяют снова, пока не будет достигнуто совпадение, обычно более одного повторения не требуется.
- g) Вычисляются поверхности нагрева каждого корпуса по уравнениям:

$$S_1 = \frac{V(r_0 + q_0)}{K_1(t_0 - t_1)}, \quad (20)$$

$$S_2 = \frac{W(r_1 + q_1)}{K_2(t_1 - t_{II})}, \quad (21)$$

$$S_3 = \frac{X(r_2 + q_2)}{K_3(t_2 - t_{III})}, \quad (22)$$

$$S_4 = \frac{Y(r_3 + q_3)}{K_4(t_3 - t_{IV})}. \quad (23)$$

n) Если полученные таким образом величины поверхностей нагрева не удовлетворяют желаемому соотношению, то температуры t_1, t_2, t_3, t_{IV} должны быть изменены. Обычно допускают, что изменение температур не отразится заметно на величинах W, X, Y и Z , поэтому можно ограничиться уравнениями (20)—(23), пока не будет достигнуто такое распределение, при котором поверхности S окажутся в желаемом соотношении.

i) Окончательные значения t_1, t_2, t_3, t_{IV} дают значения t_1, t_2, t_3, t_4 и пункты от (d) до (g) просчитываются снова. В большинстве случаев получаются значения S , удовлетворяющие условиям задачи. В исключительных случаях весь расчет может быть повторен сначала несколько раз, пока все статьи не будут сбалансированы.

¹ Предварительно, чтобы найти концентрации по корпусам и соответствующие теплоемкости, количество соли и другие величины. Ошибки в выборе W, X, Y, Z скажутся очень мало. Общее количество воды, подлежащей выпарке, можно распределить при этом по корпусам в отношениях (Гаусбрандт):

Номер корпусов	I	II	III	IV
Отношение количества испаренной воды:	1	1,14	1	1
	1	1,10	1,24	1
	1	1,00	1,16	1,26

прямоточное
питание

При противоточном питании можно принять отношения 1:1:1:1. Проф. W. Badger в оригинале применяет коэффициенты теплопередачи, отнесенные к 1° полезной разности температур, а в уравнениях (20)—(23) подставляет фактическую разность температур, т. е. считает, что пары конденсируются в следующем корпусе при температуре кипения раствора в предыдущем, мы же придерживаемся обычных выше значений K соответственно чему формулы (20)—(23) изменены. Прим. ред.

На практике большей частью вычисления упрощаются. Соль может не выделяться, теплота растворения оказаться ничтожной, а теплоемкость растворов принята постоянной. Депрессии могут оказаться столь малыми, что $t_1 = t_{II}$, $t_{II} = t_2$, тогда члены q_1 , q_2 , ..., исчезнут. Случаи, где встречались бы все члены в приведенных выше уравнениях, очень редки, хотя выпаривание электролитических щелочей до высоких концентраций является примером, где требуется приложение этих уравнений в полном объеме.

Если имеются полные данные о коэффициентах теплопередачи, как например на рис. 2 (стр. 289), величины K должны также быть изменяемы в расчете всякий раз при изменении значений температур и температурных разностей. Такие данные редко имеются и еще реже сам расчет выпарного аппарата ведется с точностью, которая оправдывала бы эти поправки.

Обычно гораздо дешевле делать многокорпусный аппарат с равными поверхностями нагрева у всех корпусов, чем делать их немного различными. В особых случаях однако задача может заключаться в подборе поверхностей, дающих определенное, наперед заданное соотношение разностей температур в корпусах или определенную температуру в одном из корпусов. Ход расчета в этих случаях очевидно вполне аналогичен изложенному¹.

Случай 2

Четырехкорпусный аппарат с противоточным питанием

Уравнения теплового баланса

Для IV корпуса:

$$Y(r_3 + q_3) = Z(r_4 + q_4) + H_4 + R_4 + Fc_f(t_{IV} - t_f). \quad (24)$$

Для III корпуса:

$$X(r_2 + q_2) = Y(r_3 + q_3) + H_3 + R_3 + c_4(F - Z - a_4)(t_{III} - t_{IV}). \quad (25)$$

Для II корпуса:

$$W(r_1 + q_1) = X(r_2 + q_2) + H_2 + R_2 + c_3(F - Z - Y - a_4 - a_3)(t_{II} - t_{III}). \quad (26)$$

Для I корпуса:

$$V(r_0 + q_0) = W(r_1 + q_1) + H_1 + R_1 + c_2(F - Z - Y - X - a_4 - a_3 - a_2)(t_1 - t_{II}). \quad (27)$$

Уравнение материального баланса

$$E = W + X + Y + Z. \quad (28)$$

Для расчета поверхностей нагрева служат уравнения (20) — (23).

¹ Для условия минимума суммы поверхностей нагрева всех корпусов общая разность температур $(t_0 - t_4)$ должна быть распределена по корпусам, пропорционально величинам $\sqrt{\frac{Q_n}{K_n}}$, где Q_n — количество тепла, передаваемое через поверхность нагрева n -го корпуса в кал/час, а K_n — коэффициент теплопередачи в n -ом корпусе.
Прим. ред.

Случай 3

Четырехкорпусный аппарат с питанием по схеме II—III—IV—I

Уравнения теплового баланса

Для I корпуса:

$$V(r_0 + q_0) = W(r_1 + q_1) + H_1 + R_1 + c_4(F - X - Y - Z - a_2 - a_3 - a_4)(t_1 - t_{IV}). \quad (29)$$

Для II корпуса:

$$W(r_1 + q_1) = X(r_2 + q_2) + H_2 + R_2 + Fc_f(t_{II} - t_f). \quad (30)$$

Для III корпуса:

$$X(r_2 + q_2) + c_2(F - X - a_2)(t_{II} - t_{III}) = Y(r_3 + q_3) + H_3 + R_3. \quad (31)$$

Для IV корпуса:

$$Y(r_3 + q_3) + c_3(F - X - Y - a_2 - a_3)(t_{III} - t_{IV}) = Z(r_4 + q_4) + H_4 + R_4. \quad (32)$$

Уравнение материального баланса

$$E = W + X + Y + Z. \quad (33)$$

Аналогичные уравнения теплового баланса могут быть составлены для любого числа корпусов и любой схемы питания.

Пример. Требуется выпарить раствор от 10 до 50% в трехкорпусном выпарном аппарате. Греющий пар имеет давление 1,05 кг/см² по манометру, а разрежение в третьем корпусе равно 630 мм рт. ст. На выпарку поступает 25 000 кг/час при 21°. Депрессия раствора и теплота разбавления ничтожна, а теплоемкость при всех концентрациях равна 1,00 кал/кг °С. Во время выпаривания соль не выделяется, а конденсат не охлаждается и уходит при температуре пара. Потери в окружающую среду можно пренебречь.

Коэффициент теплопередачи для первого корпуса равен 2 680 кал/м²·час·°С, для второго 1 710 кал/м²·час·°С и для третьего 975 кал/м²·час·°С.

Все корпуса должны быть равных размеров.

Вычислить расход пара, поверхность нагрева, распределение температур и общее количество тепла, поступающего в конденсатор при противоточном питании.

Решение. В табл. I (стр. 288) находим, что для концентрирования от 10 до 50% из 1 000 кг начального раствора надо выпарить 800 кг воды; следовательно количество выпариваемой воды составит

$$800 \cdot 25 = 20 000 \text{ кг/час.}$$

Для данного случая подходят уравнения (15), (16), (17) и (18), в которых известны члены a_1 , a_2 , a_3 ; q_1 , q_2 , q_3 ; H_1 , H_2 , H_3 и R_1 , R_2 , R_3 и все члены, содержащие Z . Величины c_1 , c_2 , c_3 все равны единице и $t_1 = t_1$, $t_2 = t_{II}$, $t_3 = t_{III}$.

Уравнения принимают вид:

$$Vr_0 + F(t_f - t_1) = Wr_1, \quad (34)$$

$$Wr_1 + (F - W)(t_1 - t_2) = Xr_2, \quad (35)$$

$$Xr_2 + (F - W - X)(t_2 - t_3) = Yr_3, \quad (36)$$

$$X + Y + W = 20 000. \quad (37)$$

Последовательность расчета (стр. 325):

$$\begin{aligned} \text{а) Дано } F &= 25 000 \text{ кг/час} & t_0 &= 121,5^\circ, \\ E &= 20 000 \text{ кг/час} & t_3 &= 52^\circ, \\ & & t_f &= 21^\circ. \end{aligned}$$

б) Температуры t_1 и t_2 можно выбрать, исходя из того, что этот процесс связан с испарением и подогревом раствора, то разности температур по корпусам должны быть обратно пропорциональны коэффициентам теплопередачи. В данном случае первый ко-

пус имеет дополнительную нагрузку по подогреву поступающего раствора и поэтому здесь можно назначить большую разность температур, чем это следовало бы из выше-сказанного. Полная располагаемая разность температур равна $t_0 - t_3 = 120,5 - 52 = 68,5^\circ$. В качестве первого приближения примем разности температур $20, 18,5$ и 30° для первого, второго и третьего корпусов, соответственно чему составим сводку данных:

пар, поступающий в I корпус	$120,5^\circ = t_0$
температура кипения в I корпусе	$100,5^\circ = t_1$
разность температур в I корпусе	$20^\circ = \Delta t_1$
температура пара, поступающего во II корпус	$100,5^\circ = t_1$
температура кипения во II корпусе	$82,0^\circ = t_2$
разность температур во II корпусе	$18,5^\circ = \Delta t_2$
температура пара, поступающего в III корпус	$82,0^\circ = t_2$
температура кипения в III корпусе	$52^\circ = t_3$
разность температур в III корпусе	$30^\circ = \Delta t_3$

с) Так как все свойства раствора не зависят от его концентрации, этот пункт отпадает.

д) Из паровых таблиц находим:

$r_0 = 525$	кал/кг,
$r_1 = 539$	"
$r_2 = 550$	"
$r_3 = 567$	"

е) Подставляя данные в уравнения (15а) — (19а), имеем:

$$\begin{aligned} 525 V + 25\,000 (21 - 100,5) &= 539 W, \\ 539 W + (25\,000 - W) (100,5 - 82) &= 550 X, \\ 550 X + (25\,000 - W - X) (82 - 52) &= 567 Y, \\ W + X + Y &= 20\,000. \end{aligned}$$

Решая эти уравнения, получаем:

$$\begin{aligned} W &= 6\,310 \text{ кг/час} \\ X &= 6\,777 \text{ " } \\ Y &= 6\,813 \text{ " } \\ V &= 10\,250 \text{ " } \end{aligned}$$

ф) Этот пункт отпадает для данной задачи.

г) Уравнения (20), (21) и (22) принимают вид:

$$S_1 = \frac{V r_0}{K_1 (t_0 - t_1)} \quad (20a)$$

$$S_2 = \frac{W r_1}{K_2 (t_1 - t_2)} \quad (21a)$$

$$S_3 = \frac{X r_2}{K_3 (t_2 - t_3)} \quad (22a)$$

после подстановки величин получаем:

$$\begin{aligned} S_1 &= 100,5 \text{ м}^2, \\ S_2 &= 107,3 \text{ " } \\ S_3 &= 127,5 \text{ " } \end{aligned}$$

h) Полученные величины поверхностей нагрева неравны между собой и поэтому разности температур следует перераспределить. Пробуя в уравнениях (20а), (21а), (22а) разные значения $\Delta t_1, \Delta t_2, \Delta t_3$, находим, что наиболее близкие значения S получаются при $\Delta t_1 = 17,5^\circ, \Delta t_2 = 17,5^\circ$ и $\Delta t_3 = 33,5^\circ$, тогда

$$S_1 = 100,5 \frac{20}{17,5} = 115 \text{ м}^2,$$

$$S_2 = 107,3 \frac{18,5}{17,5} = 113,5 \text{ м}^2,$$

$$S_3 = 127,5 \frac{30}{33,5} = 114,2 \text{ м}^2.$$

и) Исправленные данные температур будут такие:

пар, поступающий в I корпус	$120,5^\circ = t_0$
температура кипения в I корпусе	$103,0^\circ = t_1$
разность температур в I корпусе	$17,5^\circ = \Delta t_1$
пар, поступающий во II корпус	$103,0^\circ = t_1$
температура кипения во II корпусе	$85,5^\circ = t_2$
разность температур во II корпусе	$17,5^\circ = \Delta t_2$
пар, поступающий в III корпус	$85,5^\circ = t_2$
температура кипения в III корпусе	$52,0^\circ = t_3$
разность температур в III корпусе	$33,5^\circ = \Delta t_3$
$r_1 = 537$	кал/кг,
$r_2 = 549$	"

Исправленные уравнения теплового баланса будут следующими:

$$\begin{aligned} 525 V - 25\,000 (103 - 21) &= 537 W, \\ 537 W + (25\,000 - W) (103 - 85,5) &= 549 X, \\ 549 X + (25\,000 - W - X) (85,5 - 52) &= 567 Y, \\ W + X + Y &= 20\,000. \end{aligned}$$

Решая эти уравнения и уравнения [(20а) — (22а)], находим:

$$\begin{aligned} W &= 6\,200 \text{ кг/час} & S_1 &= 114,5 \text{ м}^2 \\ X &= 6\,657 \text{ " } & S_2 &= 108,0 \text{ " } \\ Y &= 7\,143 \text{ " } & S_3 &= 105,0 \text{ " } \\ V &= 10\,250 \text{ " } \end{aligned}$$

Поверхности нагрева можно взять как средние между полученными значениями, т. е. по 110 м^2 в каждом корпусе.

Количество тепла, поступающего в конденсатор, равно

$$567 Y = 567 \cdot 7\,143 = 4\,050\,000 \text{ кал/час.}$$

Экономически наиболее выгодное число корпусов. Этот вопрос часто решает величина располагаемой разности температур. Если дана температура пара, применяемого для нагрева, и задан вакуум, то этим дана некоторая полная разность температур, которая не зависит от конструкции аппарата. Из этой полной разности надо вычесть сумму всех потерь (депрессии, гидростатический эффект), как указано на стр. 308. Оставшаяся полезная разность температур часто ограничивает возможное число корпусов. Выпарной аппарат с естественной циркуляцией должен иметь некоторую минимальную разность температур, ниже которой он вовсе не будет работать. Если разность температур будет меньше этой предельной, выделение пузырьков пара будет недостаточно интенсивно, чтобы вызвать общую циркуляцию, и жидкость будет находиться в покое при легком лишь перемешивании около самой поверхности. Допустимый минимум разности температур изменяется в зависимости от устройства поверхности нагрева и вязкости жидкости. Для обычных жидкостей эта разность составляет $5-10^\circ$, а для вязких жидкостей значительно больше. Аппарат с принудительной циркуляцией не зависит в своем действии от конвекции и может работать при сколь угодно малой разности температур.

При наличии достаточной разности температур наименьшая стоимость испарения 1 кг воды будет соответствовать некоторому вполне определенному числу корпусов.

Можно сказать, что стоимость рабочей силы по обслуживанию аппаратов не зависит от числа корпусов.

На рис. 25 кривая 1 показывает постоянные расходы, как на

мер на рабочую силу. Кривая 2 показывает амортизационные расходы.

Эти расходы непропорциональны числу корпусов, так как на рис. 17, 18 и 19 стоимость единицы поверхности нагрева заметно выше для одиночного аппарата, чем для многокорпусного и уменьшение стоимости идет все медленнее по мере увеличения общей поверхности. Кривая 3 показывает стоимость пара, которая приблизительно обратна числу корпусов, так же как и стоимость воды на конденсатор (кривая 4). Общая стоимость испарения 1 кг воды будет суммой статей 1, 2, 3 и 4 и на рис. 25 дана кривой 5, которая обычно имеет ясно выраженный минимум при определенном числе корпусов.

Все кривые рис. 25 должны быть разумеется построены для одной и той же схемы питания.

Все вычисления для кривых рис. 25 должны быть повторены при других подходящих к данному случаю схемах питания, а затем следует сравнить найденные минимумы чтобы найти наилучшее решение задачи.

Пример. Требуется сконцентрировать раствор от 10 до 50% в вертикальном выпарном аппарате по 22 цента за 1 т. Вакуум в конденсаторе 660 мм, а стоимость воды на конденсатор 0,53 цента за куб. метр. Количество поступающего слабого раствора 25 000 кг/час при начальной температуре его 21°C. Раствор имеет ничтожную депрессию и теплоту разведения; теплоемкость его может быть принята равной 1,00 при всех концентрациях. Конденсат уходит при температуре пара. Коэффициенты теплопередачи даны на рис. 2, а стоимость аппарата на рис. 17. Все корпуса должны быть одинаковых размеров. Амортизационные начисления приняты в 25% первоначальной стоимости установки в год.

Установка работает 24 часа в сутки и 300 дней в году. Найти наимыгоднейшее число корпусов при прямоточном и противоточном питании.

Решение. Задача решается, как указано на стр. 327. Окончательные решения дадут несколько различающиеся величины поверхности нагрева вследствие изменений в коэффициентах теплопередачи, однако для дальнейших расчетов взяты средние величины 107 м² при прямоточном питании и 102 м² при противоточном для каждого корпуса. Одиночный аппарат разумеется даст одинаковый ответ в обоих случаях.

Сводка результатов дана в табл. 4 и на графике рис. 26, откуда видно, что при

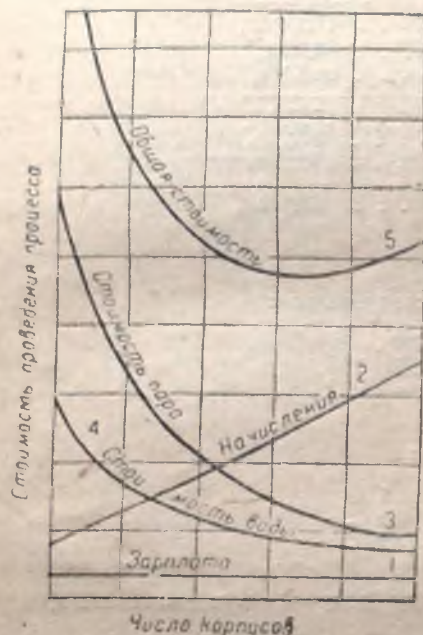


Рис. 25. Определение наимыгоднейшего числа корпусов.

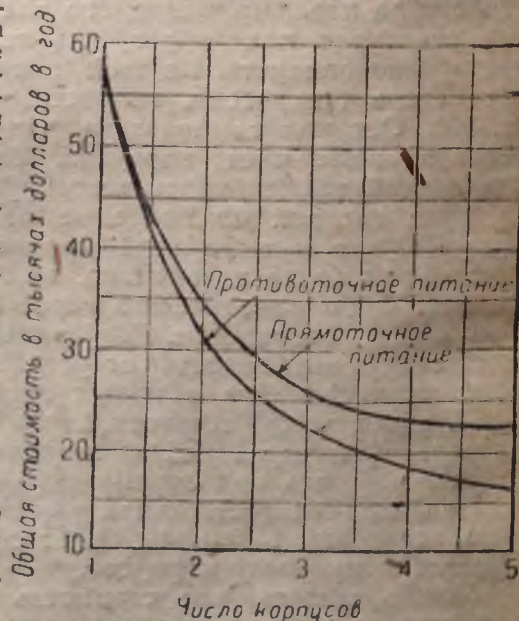


Рис. 26. Стоимость работы при прямотоке и противотоке.

прямоточным питанием наимыгоднейшие условия дает пятикорпусный аппарат, тогда как при противоточном питании для достижения оптимальных условий потребуется более пяти корпусов.

Таблица 4

Определение наимыгоднейшего числа корпусов

Число корпусов	Прямоточное питание					Противоточное питание				
	1	2	3	4	5	2	3	4	5	
Расход пара в т/час	23	13,2	10,2	8,3	7,5	12,5	8,7	6,75	5,7	
Испарительность кг воды	0,869	1,51	1,95	2,41	2,66	1,60	2,33	2,95	3,56	
Испарение на один корпус	0,869	0,730	0,650	0,602	0,503	0,800	0,767	0,762	0,715	
Расход воды в м ³ /час	510	269	183	147,5	120	232	135	84	52,1	
Поверхность нагрева в м ² на один корпус	107	107	107	107	107	102	102	102	102	
Стоимость 1 м ² пов. нагр. в долларах	72,1	56,0	45,1	44,1	43,0	56,0	45,1	44,1	43,0	
Общая поверхность в м ²	107	214	321	428	535	204	306	408	516	
Общая стоимость аппарата	7 715	11 984	14 477	18 875	23 000	11 424	13 800	17 952	21 930	
Амортизационные отчисления в долларах в год	1 928	2 998	3 819	4 719	5 750	2 858	3 450	4 498	5 481	
Стоимость пара в долларах в год	36 432	20 908	16 157	13 197	12 380	20 300	13 780	10 601	9 425	
Стоимость воды в долларах в год	19 461	10 074	6 983	5 609	4 659	8 853	5 152	3 205	1 985	
Общая стоимость в долларах в год	57 821	33 980	26 959	23 525	22 789	32 011	22 382	18 394	16 419	
Теплота сгущенного раствора, нагретого выше 52° в ккал (учтено только тепло выше 52°)	—	—	—	—	—	197 000	247 000	264 200	291 000	

Для упрощения расчетов в этот пример введено столь о допущений, что полученные результаты сильно отклоняются от действительных и ответ ни в какой мере не является характерным. В действительности оптимальное число корпусов будет меньше, потому что почти всякий раствор, упариваемый до таких концентраций, будет иметь некоторую депрессию и для большинства растворов эта депрессия будет значительна. Общая полная разность температур благодаря депрессии сильно уменьшается и тем больше, чем больше корпусов оказывается в батарее. Снижается и полезная разность температур, приходящаяся на один корпус, а поверхность каждого корпуса быстро возрастает с увеличением их общего числа.

Следует заметить, что правило (так называемое „первое правило Риллье“), согласно которому 1 кг греющего пара, поданного в первый корпус, выпаривает столько килограммов воды, сколько корпусов

в аппарате, для рассматриваемого случая, когда раствор поступит очень холодным, не будет верным даже приблизительно. В этом отношении пример также не характерен, потому что установка подогревателя для раствора сильно снизила бы стоимость аппарата, так как единица поверхности нагрева в подогревателе дешевле, чем в выпарном аппарате. Пример однако показывает, как изменяется испарительность в зависимости от способа питания.

При прямоточном питании концентрированный раствор уходит всегда при температуре последнего корпуса, не зависящей от числа корпусов (при заданной общей разности температур). При противоточном питании раствор уходит при температуре первого корпуса. Если в последующих стадиях обработки это тепло может быть использовано, это даст экономию в работе, которая в решении примера не учитывалась (это отмечено в последней строке табл. 4).

Если раствор после выпаривания по ходу технологического процесса должен быть охлажден (например для кристаллизации), то это избыточное тепло в уходящем растворе, наоборот, вызовет дополнительные расходы и несколько снизит экономичность выпарки.

Экстра-пар. Соковый пар из выпарного аппарата — самый дешевый пар для различных целей нагрева; получающаяся экономия при замене пара из котельной соковым паром тем больше, чем выше номер корпуса, из которого отбирается соковый пар¹. Однако температура сокового пара не всегда достаточно высока, чтобы его можно было использовать.

Соковый пар, отбираемый из выпарного аппарата на другие нужды нагрева, называется экстра-паром и легко учитывается в уравнениях теплового баланса. Нарушения режима работы выпарного аппарата, вызываемые отъемом экстра-пара, могут быть таким образом учтены. Если количества отнимаемого экстра-пара невелики по сравнению с общим количеством сокового пара, образующегося в данном корпусе, то не требуется никаких изменений в устройстве аппарата, кроме присоединения штуцера для отвода экстра-пара, так как вызываемое этим нарушение режима работы очень невелико. Если же отнимаются большие количества экстра-пара, может потребоваться и увеличение поверхности нагрева в том корпусе, из которого отводится экстра-пар. Если это не сделать, то часть разности температур окажется отнятой от других корпусов и производительность их от этого снизится.

Отыскание причин неполадок. Как указано на стр. 309, уравнение теплового баланса корпусов (пренебрегая факторами второго порядка) приводит к ряду равенств:

$$K_1 \Delta t_1 S_1 = K_2 \Delta t_2 S_2 = K_3 \Delta t_3 S_3 = \dots = K_n \Delta t_n S_n. \quad (7a)$$

¹ Экономия в котельном паре, получающаяся от замены его экстра-паром m -го корпуса m -корпусного аппарата, выраженная в килограммах сэкономленного котельного пара, может быть приблизительно найдена из уравнения:

$$\Delta = G \frac{n}{m},$$

где Δ — экономия котельного пара в кг/час, G — количество отнятого экстра-пара в кг/час, n — номер корпуса, из которого берется экстра-пар, m — общее число корпусов в аппарате.

Это так называемое «второе правило Риллье» легко получить из «первого правила», уступающего второму по точности. *Прим. ред.*

Следовательно при равных поверхностях нагрева у всех корпусов разности температур будут обратно пропорциональны коэффициентам теплопередачи. В корпусах, где много тепла тратится на подогрев или откуда отбирается много экстра-пара, распределение температур будет отклоняться от уравнения (7a), но знак и величину отклонения можно вычислить из уравнений теплового баланса или найти наблюдением при заведомо вполне нормальной работе аппарата.

При непрерывной и равномерной работе аппарата при постоянных значениях коэффициентов теплопередачи распределение температур по корпусам будет почти постоянным. Если обнаруживается заметное изменение в распределении температур, это свидетельствует об уменьшении коэффициентов теплопередачи, а уравнение (7a) указывает, что корпус, в котором появилась повышенная разность температур, имеет пониженный коэффициент теплопередачи. Таким образом при понижении производительности аппарата распределение температур сразу указывает место, где надо искать причину.

Термокомпрессия. Теплосодержание соковых паров, уходящих из аппарата, лишь немного меньше, чем теплосодержание пара, греющего этот аппарат; также невелика и разница в их температурах. Более 80 лет назад были сделаны попытки создания таких устройств, где бы соковый пар сжимался до давления, которое позволило бы снова применить его в качестве греющего пара. При таком устройстве в одиночном аппарате можно добиться экономичности выпарки, соответствующей многокорпусному аппарату.

Сжатие соковых паров можно производить с помощью турбокомпрессоров или паровых инжекторов¹.

Расход энергии (или пара высокого давления), затрачиваемой для сжатия соковых паров, быстро возрастает с возрастанием величины разности температур, которую надо обеспечить за счет сжатия. Если размеры аппарата должны быть небольшими, нужна значительная разность температур, и выгоды от компрессии паров в таких случаях сводятся на нет.

Если поддерживать в аппарате малую разность температур, чтобы получить испарительность, соответствующую многокорпусному аппарату, размеры поверхности нагрева получаются слишком большими и первоначальные затраты перекрывают экономию в паре. Такие системы со сжатием паров возможны при очень дешевой электроэнергии. В США лишь немногие заводы имеют термокомпрессионные выгоды².

Из сделанной выше общей оценки следует сделать два заключения.

Пусть имеется многокорпусный аппарат, работающий при малой разности температур в первом корпусе (около 4—5°). Допустим, что в аппарат кроме чистого пара добавляется в значительном количестве и пар высокого давления, конечно предварительно редуцируемый до давления, господствующего в аппарате. В таком случае безусловно выгодно вместо редуцирующего вентиля поставить паровой инжектор и заставить расширяющийся пар высокого давления засасывать и сжи-

¹ Поршневые компрессоры для этой цели не нашли себе применения. *Прим. ред.*

² В Европе термокомпрессионные установки имеют более широкое и успешное расширяющееся поле применения. Преимущество термокомпрессии автором исследовались. В ближайшем будущем нужно ожидать распространения термокомпрессоров и у нас в Союзе, главным образом при выпарке разбавленных растворов. *Прим. ред.*

мать соковый пар первого или последующих корпусов, вместо того чтобы бесполезно терять энергию пара высокого давления при дросселировании.

Второе исключение имеет место при выпаривании жидкостей, чувствительных к высокой температуре (например фруктовые соки), которые во избежание разложения надо выпаривать при максимально низкой температуре. В этом случае отпадает возможность применения многокорпусного аппарата. Такие жидкости можно упаривать с применением термокомпрессии и получать в одиночном аппарате испарительность, соответствующую двух-, а иногда и трехкорпусному.

Расчеты термокомпрессии разобраны Pridgeon [Chem. Met. Eng. 28, 1109—1111 (1923)]¹, а Badger [Chem. Met. Eng. 28, 73—78 (1923); Trans. A. I. Ch. E., 14, 221—258 (1923)] описал применяемые устройства и дал библиографию до 1923 г.

VII. ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ

Насосы. Питательные насосы могут не рассматриваться здесь. Удаление раствора из-под вакуума не может быть легко выполнено обычными центробежными насосами. Даже при откачивании раствора из-под умеренного вакуума весьма важно, чтобы набивка и все уплотнения находились в превосходном состоянии, иначе неизбежен отказ вследствие засоса воздуха. Для таких целей, как откачка из-под вакуума, применяются центробежные насосы с автоматическим всасыванием. Для удаления очень густых и вязких жидкостей центробежные насосы не годятся. Для этой цели применялись ротационные (капсюльные) насосы, но наиболее употребителен бесклапанный поршневой насос (так называемый *magnum pump*), в котором отсутствует всасывающий клапан и жидкость поступает непосредственно в камеру всасывания.

Конденсат удаляют лучше всего поршневыми насосами или центробежными с автоматическим пуском (самозатягивающиеся насосы). Можно применять конденсационные горшки-автоматы, но они менее удовлетворительны в работе, чем насосы.

Обычно неконденсирующиеся газы также удаляют через патрубки, отводящие конденсат. Если для удаления конденсата служат поршневые насосы, то для одновременного удаления воздуха надо только придать им достаточные размеры. Центробежные насосы с автоматическим пуском не всегда имеют краны для выпуска воздуха. Конденсационные горшки поплавкового типа или со стаканом легко допускают спуск воздуха. Другие автоматы-водоотводчики, например типа Морхед и др., не допускают выпуска воздуха.

Паровое пространство, где давление выше атмосферного, можно продувать прямо на воздух. Если конденсат удаляется из парового пространства под вакуумом, то выпуск воздуха из этого парового пространства можно сделать внутрь сокового пространства того же корпуса, если количество воздуха невелико, в противном же случае можно отводить воздух прямо в конденсатор.

Одиночный выпарной аппарат и первый корпус многокорпусного аппарата дают незагрязненный конденсат, который непременно должен поступать обратно для питания паровых котлов. За вычетом потерь

¹ Весьма совершенный метод расчета предложен инж. А. Ронс (см. А. Ронс, "Тепловой насос"). Прим. ред.

вследствие утечек и продувок вес полученного конденсата будет равен весу пара, сконденсировавшегося в аппарате. Во всяком случае вес конденсата составит 90% или более от всего поступившего в аппарат пара. Конденсат из второго корпуса, если он свободен от загрязнений, можно использовать как добавку к конденсату первого корпуса. В большинстве выпарных аппаратов двух- или более корпусных часть конденсата второго корпуса и весь конденсат последующих корпусов спускают в канализацию, если технологический процесс не требует горячей воды.

Устройства для собирания конденсата можно сгруппировать следующим образом:

1. Насос или водоотводчик на каждом корпусе, работающие параллельно на общий сборник.

2. Насос или водоотводчик на каждом корпусе, соединенные последовательно.

3. Общий закрытый сборник, в который конденсат поступает непосредственно из всех корпусов и удаляется из сборника насосом.

4. Насос или водоотводчик на каждом корпусе, отводящие воду в общий закрытый сборник, откуда конденсат должен откачиваться общим насосом.

Способ (1) самый распространенный и по видимому наилучший.

Способ (2) нежелателен, так как разность давлений между корпусами вызывает вскипание воды (самоиспарение), что может повлечь отказ последующих насосов.

Способ (3) самый простой, но требует не менее 9 м разности уровней между верхом сборника и дном последнего корпуса.

Способ (4) сложен и не может быть рекомендован. При устройстве по способу (3) или (4) сборник конденсата должен иметь соединение с конденсатором для спуска воздуха.

Конденсаторы. Конденсаторы делятся на поверхностные, где холодная вода и конденсирующий пар разделены металлической стенкой, и смешивающие, где вода и пар находятся в непосредственном контакте. Кроме того различают конденсаторы с сухим воздушным насосом, удаляющим только воздух, и мокровоздушные, где один насос удаляет конденсат и воздух. Далее конденсаторы могут быть прямоточные, в которых воздух уходит при температуре отходящей теплой воды, и противоточные, где воздух уходит при температуре поступающей холодной воды. По способу отвода воды различают конденсаторы барометрические, где вода уходит самотеком, вследствие уравнивания атмосферного давления столбом жидкости достаточной высоты, и конденсаторы с водяным насосом для откачки горячей воды; практически это всегда мокровоздушный насос. Теоретически возможны любые сочетания перечисленных выше устройств, практически же противоточный конденсатор всегда имеет сухой воздушный насос, а прямоточный сочетается с мокровоздушным насосом.

Поверхностные конденсаторы дороже смешивающих, требуют больше воды и никогда не применяются при выпарных аппаратах, если только конденсат не должен по каким-либо причинам быть собран отдельно от охлаждающей воды. Для крупных установок подходят барометрические противоточные конденсаторы с сухим насосом, а для очень малых установок — прямоточные с мокровоздушным насосом.

Воздушные насосы. Наиболее употребительные воздушные насосы можно разделить на следующие группы:

1. Поршневые мокровоздушные насосы.
2. Сухие поршневые воздушные насосы с золотниковым распределением.
3. Сухие поршневые насосы с распределением Корлисса.
4. Паровые эжекторы.

Тип 1 — это обычный поршневой насос. Насосы с золотниковым распределением устарели. Поршневые вакуум-насосы с распределением Корлисса (называемые R. D. V. — Rotary Dry Vacuum) очень распространены¹. Очень распространены паровые эжекторы, имеющие преимущества простоты устройства и отсутствия движущих частей. Эжекторы могут быть построены для любого вакуума до 1—2 мм рт. ст. абсолютного давления. Между ступенями эжектора могут быть включены поверхностные или смешивающие конденсаторы. Поверхностные конденсаторы между ступенями многоступенчатого эжектора дороже, но не вызывают добавочной нагрузки эжектора воздухом, растворенным в охлаждающей воде.

Конденсаторы с паровым эжектором дешевле в установке, но требуют больше пара на 1 кг удаленного воздуха.

При вакууме 610 мм и ниже эжектор потребляет больше пара, чем поршневой насос. При вакууме 680—710 мм и выше эжектор более выгоден, чем поршневой насос. Если поршневой насос имеет паровой привод, то мятый пар из насоса можно направлять в выпарной аппарат, и тогда насос является просто как бы дроссельным вентилем. Пар из эжектора не может быть использован, за исключением тех случаев, когда подогреватель слабого раствора может служить и как конденсатор междуступеней эжектора для утилизации теплоты отработанного пара из эжектора.

Контроль работы выпарных аппаратов. Каждый выпарной аппарат должен обязательно иметь приборы для измерения давления как в паровом, так и в соковом пространстве. Обычно применяются пружинные манометры; но для давления ниже 0,7 кг/см² можно быть уверенным в неточности их показаний. Паромеры, счетчики жидкости или мерники для начального и конечного растворов и счетчики для воды и конденсата чрезвычайно желательны. К сожалению, эти приборы применяются не так часто, как это следовало бы.

Установка самозаписывающих термометров на всех корпусах не является необходимой, но запись начальной температуры поступающего раствора, температуры поступающей и уходящей из конденсатора воды и иногда температуры кипения в последнем корпусе может быть весьма полезной.

Вентили могут быть регулируемыми от руки, а для наблюдения при выпаривании большинства растворов достаточны смотровые стекла².

¹ Краповое распределение Корлисса применяется и в паровых машинах (в британских странах). Это распределение обеспечивает малое вредное пространство, что весьма существенно для вакуум-насосов. *Прим. ред.*

² Для обеспечения равномерности хода работы выпарной установки (в особенности при отборе меняющихся количеств экстра-пара) и экономии расхода греющего пара в последнее время находят себе применение устройства для автоматического регулирования выпарных установок. См. Шибль, пятиступенчатая выпарная установка с автоматически регулирующимися температурами кипения, Archiv für Wärmewirt., т. 12, вып. 7, 1931. *Прим. ред.*

Автоматические регуляторы уровня непригодны для вязких жидкостей и растворов, содержащих суспендированные кристаллики соли; в этих случаях единственно возможной является регулировка от руки. Для вязких или очень темных и непрозрачных жидкостей можно установить пробные краники, конечно если в аппарате давление выше атмосферного, но лучше и надежнее иметь хорошо спроектированное водомерное стекло, которое будет одинаково хорошо работать и под вакуумом. Если возможно, лучше установить несколько смотровых стекол, так как хороший аппаратчик судит о работе аппарата по виду кипящей жидкости. Внутренние колпаки с освещением работают неудовлетворительно. Источник света, смотровое стекло и глаз наблюдателя не должны находиться на одной прямой. Наилучшее освещение достигается при расположении смотрового стекла на верхней крышке аппарата и при достаточно мощной лампе, снабженной рефлектором, чтобы осветить всю внутренность аппарата. Все смотровые стекла должны иметь устройство для подачи струи воды или раствора на поверхность стекла с внутренней стороны для промывки.

VIII. РАСЧЕТ КОНДЕНСАТОРОВ

Расход воды. Количество воды на конденсатор подсчитывается прямо по уравнению теплового баланса.

Обозначим:

G — вес пара, поступающего в конденсатор в кг/час,

t_0 — температура насыщения пара, поступающего в конденсатор в °C,

r — скрытая теплота конденсации при t_0 в кал/кг,

q_n — теплота перегрева пара при t_0 в кал/кг,

$i_{\text{вых}}$ — теплосодержание уходящей из конденсатора воды в кал/кг,

i_k — теплосодержание конденсата в кал/кг при $t_{\text{вх}}$,

$t_{\text{вх}}$ — температура поступающей на конденсатор воды в °C,

$t_{\text{вых}}$ — температура уходящей из конденсатора воды,

W — расход воды на конденсатор в кг/час.

Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$G(r + q_n) + G(i_k - i_{\text{вых}}) = W \cdot (t_{\text{вх}} - t_{\text{вых}}).$$

Так как теплоемкость воды близка к единице, то $i_{\text{вых}} = t_{\text{вых}}$ и $i_k = t_0$, поэтому

$$W = \frac{G(r + q_n) + G(t_0 - t_{\text{вх}})}{(t_{\text{вх}} - t_{\text{вых}})}. \quad (34)$$

Пример. В смешивающий конденсатор поступает 2000 кг пара в час при вакууме 610 мм рт. ст. Пар поступает насыщенным. Температура поступающей воды 15°. Сколько воды потребуется, если температура ее при выходе будет:

а) 50°,

б) 40°.

Решение. Случай (а).

Имеем $G = 2000$; $t_0 = 60^\circ$; $q_n = 0$; $t_{\text{вых}} = 50^\circ$; $t_{\text{пл}} = 15^\circ$.

$$W = \frac{2000(562.7 + 10)}{50 - 15} = 32700 \text{ кг/час или } 32,7 \text{ м}^3/\text{час.}$$

Случай (б)

$$W = \frac{2000(562.7 + 20)}{40 - 15} = 46500 \text{ кг/час или } 46,5 \text{ м}^3/\text{час.}$$

Поверхность конденсации. Для поверхностных конденсаторов поверхность определяется по количеству отводимого тепла, коэффициенту теплопередачи и средней разности температур. Данные о теплопередаче от конденсирующихся паров к текущей жидкости см. в отд. II.

Паропроводы. Следует обеспечить достаточное сечение паропровода от выпарного аппарата к конденсатору. Малый удельный вес пара под вакуум обуславливает высокие линейные скорости, которые здесь выше, чем это допускается в обычных паропроводах. Следует помнить, что при низких давлениях даже очень небольшая потеря пара на трение вызывает потерю значительной части общей температурной разности.

Объем воздуха, поступающего в конденсатор. Определить количество воздуха, поступающего в конденсатор, довольно затруднительно.

Приход воздуха складывается из:

- воздуха, растворенного в охлаждающей воде (при конденсаторе смешения);
- воздуха, поступающего с греющим паром первого корпуса;
- воздуха, растворенного в жидкости, поступающей на выпарку;
- воздуха, засасываемого через неплотности в аппарате;
- неконденсирующихся газов, выделяющихся из жидкости вследствие химических реакций во время выпаривания.

Для подсчета воздуха по д. (а) можно принять, что поступающая вода насыщена воздухом, который полностью выделяется в конденсаторе. Это не совсем верно, но зато дает некоторый запас при выборе насоса. Обычно можно принять, что охлаждающая вода приносит 2% воздуха от объема поступившей воды, т. е. 20 л воздуха, измеренные при 0° и 760 мм на 1 м³ воды. Приход по п. (б) отпадает, если давление в паровой прострaнстве первого корпуса выше атмосферного. Приход воздуха по пп. (с), (д) и (е) — величина переменная. Одно или два проведенных испытания дали содержание воздуха в паре, поступающем в конденсатор, от 0,2 до 0,5% по объему. Небольшая небрежность в монтаже может увеличить эти цифры в несколько раз.

Объем, откачиваемый воздушным насосом. При расчете вакуум-насоса важно помнить, что воздух уходит, насыщенный водяным паром. Из этого вытекают коренные различия между прямоточным и противоточным конденсатором.

При рассмотрении газовых смесей возможны два практически равноценных взгляда: каждый газ в смеси можно рассматривать как занимающий весь объем смеси под своим парциальным давлением или как занимающий свою определенную долю общего объема под полным давлением всей смеси.

Так например 1 м³ воздуха под атмосферным давлением можно считать состоящим из 1 м³ кислорода, находящегося под давлением

0,21 ат, и 1 м³ азота, находящегося под давлением 0,79 ат, или же можно сказать, что 1 м³ воздуха состоит из 0,71 м³ кислорода под давлением 1 ат и 0,29 м³ азота, находящегося также под давлением 1 ат. В дальнейших расчетах мы будем придерживаться последнего взгляда.

Обозначим:

G — вес конденсируемого пара в кг/час,

V_g — удельный объем пара при температуре t_g в м³/кг,

t_0 — температура пара, поступающего в конденсатор,

t_{ac} — температура уходящего воздуха при *противоточном* конденсаторе в $^\circ\text{C}$,

t_{ap} — температура уходящего воздуха при *прямоточном* конденсаторе в $^\circ\text{C}$,

$t_{\text{пл}}$ — температура уходящей воды в $^\circ\text{C}$,

$t_{\text{вх}}$ — температура поступающей воды в $^\circ\text{C}$,

P — общее давление в конденсаторе в мм рт. ст.,

$P_{\text{H}_2\text{O c}}$ — парциальное давление водяного пара в паровоздушной смеси, уходящей из *противоточного* конденсатора в мм рт. ст.,

$P_{\text{H}_2\text{O p}}$ — парциальное давление водяного пара в паровоздушной смеси, уходящей из *прямоточного* конденсатора в мм рт. ст.,

$P_{\text{возд. c}}$ — парциальное давление воздуха в паровоздушной смеси, уходящей из *противоточного* конденсатора в мм рт. ст.,

$P_{\text{возд. p}}$ — парциальное давление воздуха в паровоздушной смеси, уходящей из *прямоточного* конденсатора в мм рт. ст.,

a — содержание воздуха в паре, идущем из выпарного аппарата в конденсатор, в процентах по объему,

V_e — объем воздуха, поступающего в конденсатор, измеренный при t_0 и P в м³/час,

$V_{\text{к}}$ — объем воздуха, выделяющийся в конденсаторе из охлаждающей воды, измеренный при 15° и 760 мм рт. ст. в м³/час,

$V_{\text{p. c}}$ — объем, откачиваемый воздушным насосом в м³/мин при *противоточном* конденсаторе,

$V_{\text{p. p}}$ — объем, откачиваемый воздушным насосом в м³/мин при *прямоточном* конденсаторе.

Тогда

$$V_e = \frac{aGV_g}{100}, \quad (35)$$

$$P = P_{\text{H}_2\text{O c}} + P_{\text{возд. c}} = P_{\text{H}_2\text{O p}} + P_{\text{возд. p}} \quad (36)$$

$$V_{\text{p. c}} = \frac{\left[V_e \left(\frac{273 + t_{ac}}{273 + t_0} \right) + V_{\text{к}} \left(\frac{273 + t_{ac}}{273 + 15} \right) \left(\frac{760}{P} \right) \right] \frac{P}{P_{\text{возд. c}}}}{60}, \quad (37)$$

$$V_{\text{p. p}} = \frac{\left[V_e \left(\frac{273 + t_{ap}}{273 + t_0} \right) + V_{\text{к}} \left(\frac{273 + t_{ap}}{273 + 15} \right) \left(\frac{760}{P} \right) \right] \frac{P}{P_{\text{возд. p}}}}{60}. \quad (38)$$

При противоточном конденсаторе t_{ac} немногим отличается от температуры поступающей воды, обычно на 2—5° выше.

При прямоточном конденсаторе $t_{ар}$ равна температуре уходящей воды.

Пример. В конденсатор поступает 2000 кг пара в час, содержащего 0,3 % по объему воздуха. Общее давление в конденсаторе 100 мм рт. ст. абс. Охлаждающая вода имеет начальную температуру 15°. Найти объем, откачиваемый воздушным насосом: а) при противоточном конденсаторе и температуре отходящей воды 50° и температуре уходящего влажного воздуха 20° С, б) при прямоточном конденсаторе при температуре уходящей воды (и воздуха) 40°.

Решение. Температура насыщения, соответствующая давлению 100 мм рт. ст., равна $t_0 = 52^\circ$. Строго говоря, эта температура должна определяться соответственно парциальному давлению водяного пара в паре, поступающем в конденсатор, а не по общему давлению, но поправка на те 0,3% воздуха, которые содержатся в поступающем паре, незначительна, как это и имеет место в большинстве случаев.

Тогда для случая (а) имеем: $G = 2000$; $t_0 = 52^\circ$; $V_B = 10,9 \text{ м}^3/\text{кг}$; $a = 0,3$.

По уравнению (35)

$$V_a = \frac{2000 \cdot 10,9 \cdot 0,3}{100} = 66,4 \text{ м}^3.$$

Из предыдущего примера (стр. 338) имеем $W = 32700 \text{ кг}$ и следовательно

$$V_{10} = \frac{32700}{1000} \cdot 0,02 = 0,654 \text{ м}^3.$$

При 20° упругости водяного пара (p_{H_2O}) равна 17,5 мм рт. ст. По уравнению (36)

вод. $a = 100 - 17,5 = 82,5 \text{ мм рт. ст.}$, $t_{ac} = 20^\circ$, поэтому

$$V_{p. a} = \frac{\left[66,4 \left(\frac{273 + 20}{273 + 52} \right) + 0,654 \left(\frac{273 + 20}{273 + 15} \right) \left(\frac{760}{100} \right) \right] \left(\frac{100}{82,5} \right)}{60} = 1,31 \text{ м}^3/\text{мин.}$$

Для случая (б) из предыдущего примера (стр. 338) имеем $W = 46500 \text{ кг/час}$, следовательно $V_{10} = 0,98 \text{ м}^3$; $t_{ар} = 40^\circ$, $p_{вод. p} = 100 - 55,3 = 44,7 \text{ мм рт. ст.}$

По уравнению (38)

$$V_{p. p} = \frac{\left[66,4 \left(\frac{273 + 40}{273 + 52} \right) + 0,98 \left(\frac{273 + 40}{273 + 15} \right) \left(\frac{760}{100} \right) \right] \left(\frac{100}{44,7} \right)}{60} = 2,28 \text{ м}^3/\text{мин.}$$

Примеры показывают, что при противоточном конденсаторе объем, откачиваемый воздушным насосом, меньше, чем при прямоточном. Различие заключается в величине последнего множителя в числителях формул (37) и (38). С уменьшением количества воды, подаваемой на конденсатор, $t_{вых}$ приближается к t_0 , это изменение не сказывается на противоточном конденсаторе, так как согласно уравнению (37) p_{ac} зависит лишь от начальной температуры воды, а не от t_0 . Из этого следует, что при противоточном конденсаторе количество воды можно уменьшить, пока $t_{вых}$ не сделается почти равным t_0 .

С другой стороны, из уравнения (38) видно, что $p_{вод. p}$ зависит от упругости водяных паров при температуре $t_{вых}$. С повышением $t_{вых}$, происходящем при уменьшении количества подаваемой на конденсатор воды, $p_{H_2O p}$ приближается к P , а $p_{вод. p}$ приближается к нулю, числитель уравнения (38) приближается к бесконечности. Отсюда видно, что для реальных размеров воздушных насосов температура уходящей из прямоточного конденсатора воды должна быть значительно ниже t_0 . Разница между прямоточным и противоточным конденсатором следовательно заключается в том, что прямоточный конденсатор при данном вакууме и при прочих равных условиях требует всегда больше воды, чем противоточный.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Нельзя не подтвердить еще раз уже неоднократно высказанное в этом отделе положение, что число факторов, от которых зависит коэффициент теплопередачи выпарного аппарата, так велико и сложны их еще столь неясно, а опубликованных данных еще так мало, что окончательный рабочий проект может быть разработан только специалистом этого дела.

Еще недавно можно было установить, но крайней мере в некоторых направлениях, какой тип аппарата должен быть применен для данной задачи, но сейчас и этого сделать нельзя. Сейчас обрешены все ранее установившиеся взгляды. Появляются абсолютно новые типы аппаратов и весьма возможно, что в скором времени все, что считалось общепризнанным и установившимся в практике выпарного дела до 1929 г., окажется устарелым. Изменения главным образом произошли в сторону расширения области применения аппаратов с принудительной циркуляцией и аппаратов с длинными трубками. Вполне возможно, что нормального типа вертикальные, горизонтальные и все остальные аппараты прежних типов в скором времени окажутся устарелыми.

ПРИЛОЖЕНИЯ

В настоящее время в СССР освоено производство почти всех типов выпарных аппаратов и вспомогательных устройств к ним.

Изготовление выпарных установок в основном сосредоточено на заводах Химмаштреста: им. Фрунзе в Сумах и „Большевик“ в Киеве.

Проектирование выпарных установок, стандартизация и типизация их, а также исследовательская работа в этой области сосредоточены главным образом в Институте химического машиностроения и на заводах Химмаштреста. В настоящем приложении мы приводим в краткой форме технические характеристики наиболее распространенных систем выпарных аппаратов, изготавливаемых на заводах Химмаштреста, а также некоторые практические данные о производительности этих аппаратов в эксплуатационных условиях.

1. Вертикальные выпарные аппараты с внутренней греющей камерой

Из этого типа аппаратов на заводах Химмаштреста изготавливаются аппараты систем: Роберта, Зейдак, Охотского, Гейштофта и Выворого. Последние три системы применяются лишь в сахарной промышленности и здесь не затрагиваются.

Аппарат системы Роберта широко распространен в химической и смежных с ней отраслях промышленности и служит для выпаривания растворов самых разнообразных веществ. С помощью его выпаривают растворы NaOH , Na_2SO_4 , K_2SO_4 , CaCl_2 , MgCl_2 , сахарный сок, дубильные экстракты, глицерин и т. п.

Достоинством аппарата является простота конструкции, что весьма упрощает обслуживание, чистку и ремонт. Поэтому аппарат эксплуатационно удобен для выпаривания растворов, отлагающих накипи и осадки.

Благодаря тому что поверхность нагрева аппарата состоит из труб небольшой длины, в нем можно выпаривать растворы большой вязкости.

На рис. 27 и 28 изображен типовой аппарат этой системы, а в табл. 5 даны его основные размеры.

Корпус аппарата, трубные решетки, днища и ловушка изготавливаются из листовой стали. Трубы цельнотянутые, стальные или латунные. Все швы аппарата свариваются электросваркой. Паровая камера испытывается гидравлически на 5—7 атм, корпус на 2—3 атм. В табл. 7 даны некоторые эксплуатационные данные о работе аппарата.

Аппарат системы Зейдак, с подвешенной греющей камерой, особенно удобен при выпаривании кристаллизующихся растворов, так например он широко применяется для выпаривания электролитического щелока. Преимуществом аппарата по сравнению с аппаратом Роберта является возможность легкой выемки и замены греющей камеры. Благодаря тому что паровая труба проходит по оси камеры, соковый пар имеет возможность подсушиваться. Центральный ввод пара в греющую камеру влияет также благоприятно. По сравнению с „Робертом“ аппарат имеет значительно большие габариты,

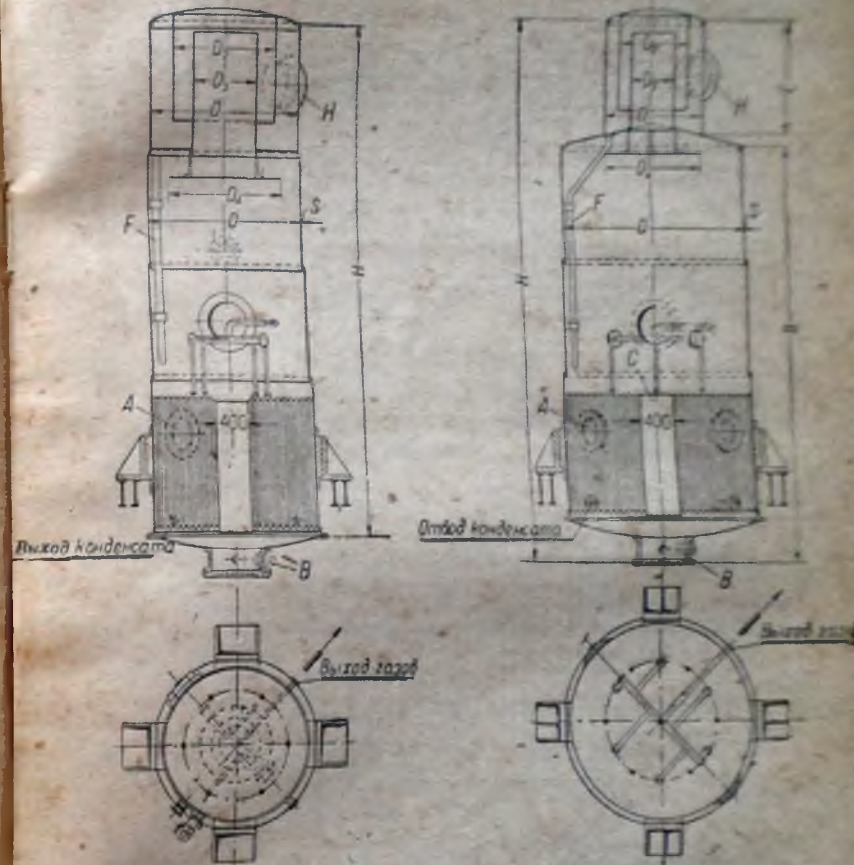


Рис. 27. Выпарной аппарат системы Роберта (тип 1).

Рис. 28. Выпарной аппарат системы Роберта (тип 2).

На рис. 29 изображен типовой аппарат системы Зейдак, в табл. 6 даны его основные размеры, а в табл. 7 — эксплуатационные данные. Корпус аппарата, днища и паровая камера изготавливаются из листовой стали. Трубки и вертикальная труба — стальные цельнотянутые. Корпус аппарата и обечайка паровой камеры (для электролитического щелока) изготавливаются клепаными. Паровая камера испытывается гидравлически на 6 атм, корпус на 2 атм.

Таблица 7

Данные о работе вертикальных выпарных аппаратов с внутренней греющей камерой

Система выпарного аппарата	Жидкость	Число корпусов в выпарной установке	№ корпуса по ходу жидкости	Концентрация		Температура		Материал греющих труб	K в кал/м ² ·час·°C	Примечания
				начальная	конечная	греющего пара	сокового пара			
Роберт	Раствор каустической соды (полученной по способу Левага)	3	I II III	2/4 380 430 730 1050	Вх. Вх. 21	148 120 143	142 108 132	Медь	720 650 350	Во II корпусе происходит кристаллизация Na_2CO_3
Роберт	Сатурационный фильтрованный сок сахарной свеклы	5	I	Вх. 13,5	21	132	122,5	Железо	2400	
"	То же	"	II	21	32	122	110,5	"	1501	
"	"	"	III	32	50	109,5	98,5	"	1200	
"	"	"	IV	50	62	97	84	"	900	
"	"	"	V	62	65	82,5	68	"	300	
"	Раствор глицерина	1	—	Вх. 3	16	110	80	"	310	
"	Раствор хлористого кальция	1	—	Вх. 3	16	140	90	"	340	При выпарке кристаллиз. NaCl
Зейдек	Электролитический шлох ($\text{NaOH} + \text{NaCl}$)	3	I II III	2/4 120 170 214 280	Вх. 13,5	152 121 104	135 112 72	"	1050 650 350	Концентрация ушла по едкому натру. При выпарке кристалл. NaCl в осевом. Ноги в II и III корпусах

2. Выпарные аппараты системы Кестнера

Аппараты этой системы широко употребляются для выпаривания разнообразных веществ. Преимуществом этого типа аппаратов является большой коэффициент теплопередачи, обусловленный хорошей циркуляцией и выпариванием жидкости в тонком слое.

Благодаря тому что жидкость проходит аппарат только один раз (в некоторых конструкциях несколько раз) и находится в нем лишь очень короткое время, аппарат может употребляться для выпаривания растворов, чувствительных к действию высокой температуры.

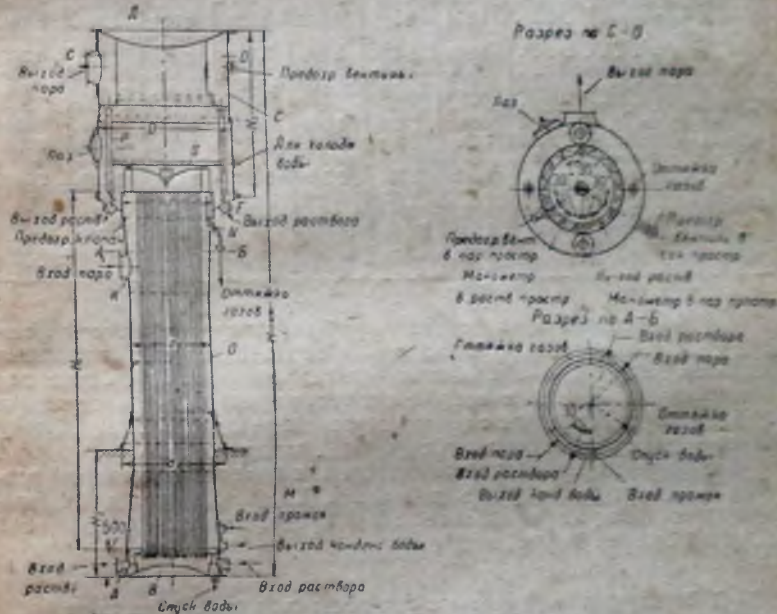


Рис. 30. Выпарной аппарат системы Кестнера.

Конструкция аппарата допускает изготовление его в виде агрегатов с весьма большой поверхностью нагрева. Недостатками аппарата являются: трудность регулирования аппарата при меняющемся режиме и неудобство чистки и ремонта из-за большой длины труб.

Для выпаривания кристаллизующихся растворов эти аппараты непригодны.

В табл. 8 даны основные размеры изготавливаемых аппаратов Кестнера, а на рис. 30 — общий вид типового аппарата.

Корпус паровой камеры, сепаратор, днища и трубные решетки изготавливаются из листового железа, трубки стальные цельнотянутые. Паровая камера и корпус сепаратора изготавливаются клепаными.

Гидравлическое испытание производится по нормам в зависимости от заданного рабочего давления.

Таблица 8

Размеры выпарных аппаратов системы Кестнера

Поверхность нагрева в м ²	100	200	300	400	500	600	700
Диаметр испарителя d . . .	800	1 100	1 300	1 450	1 600	1 750	1 900
Диаметр верхней части испарителя d_1	1 000	1 300	1 500	1 650	1 800	1 950	2 100
Диаметр опорного ко- нуса d_2	1 270	1 570	1 770	1 920	2 070	2 220	2 370
Диаметр сепаратора D . . .	1 550	1 950	2 250	2 450	2 650	2 850	3 050
Высота аппарата H	9 915	10 165	10 315	10 365	10 415	10 415	10 415
Высота между трубными решетками H_1	7 000	7 000	7 000	7 000	7 000	7 000	7 000
Высота сепаратора H_2 . . .	2 500	2 750	2 900	2 950	3 000	3 000	3 000
Высота от низа аппарата до опорного конуса H_3 . . .	2 500	2 500	2 500	2 500	2 500	2 500	2 500
Количество труб $\varnothing =$ $= 29/33 \times 7\ 250$	157	316	476	628	783	944	11 000
Ориентировочный вес в кг	7 800	11 000	14 700	18 000	21 100	24 200	26 900

В табл. 9 дана сводка данных о работе аппаратов системы Кестнера¹. Данные составлены на основании опыта эксплуатации типовых аппаратов Кестнера в обычных заводских условиях. В таблице для многокорпусных выпарок коэффициент теплопередачи дан в пересчете на однокорпусный аппарат с температурным перепадом, равным общему температурному перепаду многокорпусной выпарки.

Коэффициенты теплопередачи отнесены к полной (кажущейся) разности температур без учета депрессии. Таким образом для многокорпусных выпарок в таблице даны средневзвешенные для всей выпарной батареи величины K .

3. Выпарные аппараты с выносными кипяtilьниками

Из этого типа аппаратов Химмаштрестом изготавливаются типовые аппараты системы Виганд, Репид, а также многочисленные нетиповые вариации выпарных аппаратов с выносными кипяtilьниками. Предполагается также производство аппаратов системы Зауэрбрей (изготавливаемых из специального чугуна).

Выпарной аппарат системы Виганда (переконструированный и усовершенствованный Институтом химического машиностроения) изображен на рис. 31 и 32.

Аппараты этой системы употребляются в основном для выпаривания вязких растворов (клей, желатина, различные фруктовые сиропы и т. п.). Аппарат по рис. 32 употребляется для первых корпусов выпарной установки, по рис. 31 — для последнего корпуса. Отличие второй конструкции заключается в том, что последний корпус явля-

Таблица 9

Данные о работе выпарных аппаратов системы Кестнера

Жидкость	Число корпусов в выпарной уста- новке	Концентра- ция в %		Темпера- тура в °C		Температурный перепад в °C	Материал тепло- обменника	К в кг/м ² ·ч
		начальная	конечная	греющего пара	сыворотки пара			
Раствор каустической соды	3	14	27	133	53	80	Железо	1 200
То же	3	12	27	127	42	85	Железо	1 200
Натриевые щелока	2	10	40	150	50	100	Железо	1 200
Раствор алюмината натрия . . .	4	21	39	138	62	76	Железо	1 200
То же	4	21	40	143	62	81	Железо	1 200
То же	4	21	45	149	62	87	Железо	1 200
То же	1	38	47	134	62	72	Железо	1 200
То же	4	19,5	32	144	61	83	Железо	1 200
То же	4	15,4	23,5	144	61	83	Железо	1 200
То же	4	13,5	26	144	61	83	Железо	1 200
То же	4	12,5	26,5	144	61	83	Железо	1 200
Раствор кремненатриевой соли	2	21	32	130	100	30	Железо	1 200
Отработанный щелок от мерсеризации	3	10	40	117	50	67	Железо	1 200
Отработанный щелок от мерсеризации	2	2,5	35	114	43	71	Железо	1 200
Раствор едкого кали	1	41	44	109	50	59	Железо	1 200
То же	1	41	45,5	105	50	55	Железо	1 200
То же	1	42,5	46	113	50	63	Железо	1 200
То же	1	44,2	47,5	123	50	73	Железо	1 200
То же	1	45	47,5	127	50	77	Железо	1 200
То же	4	12	25	136	60	76	Железо	1 200
То же	1	19	28,5	111	61	50	Железо	1 200
То же	1	22	24,3	111	57	54	Железо	1 200
То же	1	24,3	33	111	57	54	Железо	1 200
То же	1	33	39	111	58	53	Железо	1 200
То же	1	39	43,5	111	61	50	Железо	1 200
То же	1	43,5	46,5	111	61	50	Железо	1 200
Поташный щелок	1	5	13	133	100	33	Железо	1 200
Раствор сульфата калия	1	20	32	108	64	45	Железо	1 200
Раствор хлористого маг- ния	3	30	40	132	54	78	Железо	1 200
Раствор селитры	1	18	36	110	100	10	Железо	1 200
То же	1	44	47	114	100	14	Железо	1 200
То же	3	21	36	144	100	44	Железо	1 200
Раствор сернокислого ам- мония	3	33	55	142	100	42	Железо	1 200
То же	1	6,5	31,5	131	100	31	Железо	1 200
Раствор карбоната натрия . . .	1	13,5	20	115	70	45	Железо	1 200
То же	1	20	30	115	65	50	Железо	1 200
То же	1	30	35	153	108	50	Железо	1 200
Костяной клей	3	15%	45%	110	48	62	Железо	1 200
То же	3	15	45	117	50	67	Железо	1 200
То же	1	14	27	107	52	55	Железо	1 200
То же	1	15	31	110	53	57	Железо	1 200
То же	2	39,2	65,5	106	61	45	Железо	1 200
Желатиновый клей	1	19	28	106	55	51	Железо	1 200
То же	1	13	22,5	107	54	53	Железо	1 200
То же	1	13	25	107	52	55	Железо	1 200
То же	1	13,7	30	110	53	57	Железо	1 200

¹ См. „Химическое машиностроение“ № 4 за 1933 г.

Продолжение табл. 9

Жидкость	Число корпусов в выпарной уст- новке	Концентра- ция в %		Темпера- тура в °C		Температурный перепад в °C	Материал грею- щих труб	K в кал./м ² ·час·°C
		начальная	конечная	греющего пара	сокового пара			
Барда обессахаренной ме- лассы	2	4° Вé	20° Вé	129	100	29	Железо	1 210
То же	3	4,9	12,2	130	112	18	Медь	940
То же	1	33,8	43,3	112	76	36	Железо	596
Вода	5	—	—	110	45	65	"	1 780
То же	5	—	—	134	100	34	"	1 800
То же	5	—	—	147	100	47	"	2 040
То же	5	—	—	135	100	35	"	1 670
То же	5	—	—	108	53	55	"	1 390
То же	5	—	—	132	52	80	"	1 870
То же	5	—	—	108	53	55	Медь	2 150
То же	5	—	—	127	53	74	"	2 450
То же	5	—	—	125	100	25	"	2 220
То же	5	—	—	124	100	24	Железо	1 860
То же	5	—	—	140	100	40	"	2 300

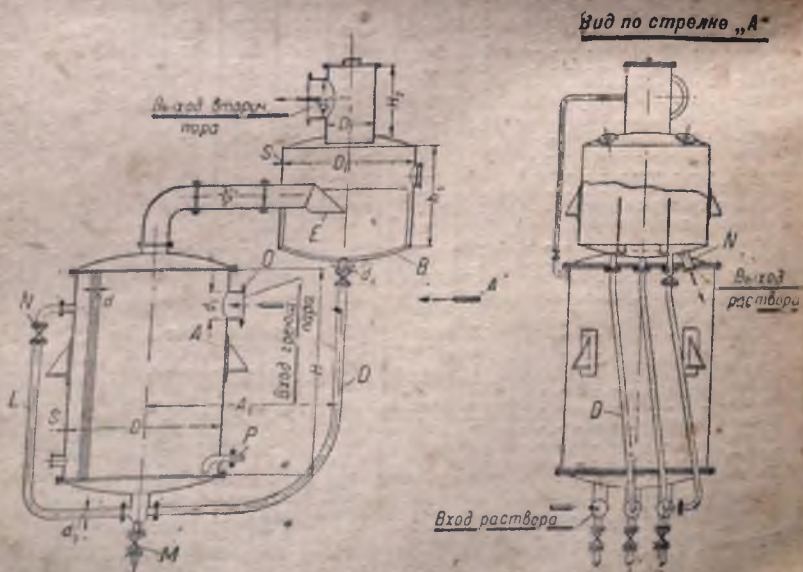


Рис. 31. Выпарной аппарат системы Виганда.

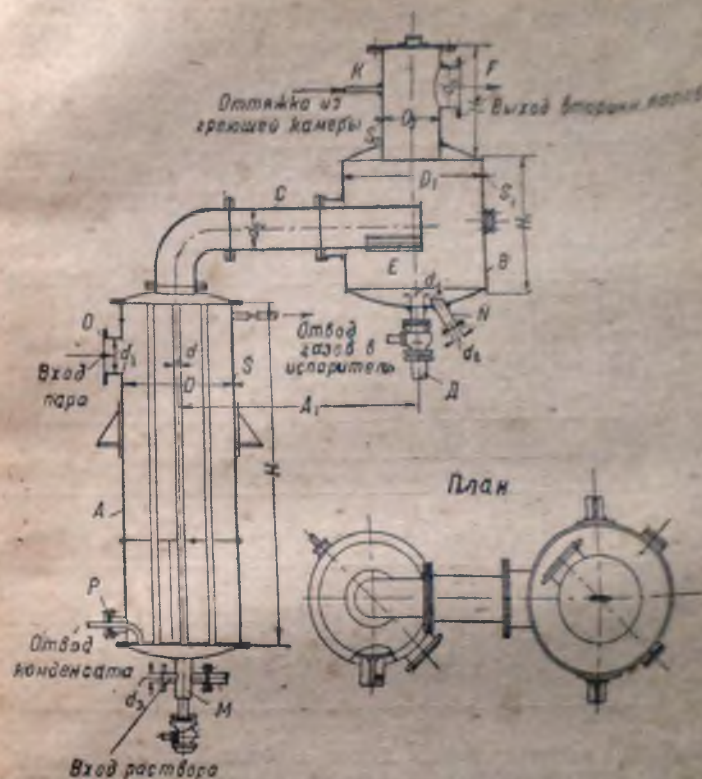


Рис. 32. Выпарной аппарат системы Виганда.

ется трехсекционным, что увеличивает циркуляцию. Для улучшения циркуляции, при очень вязких растворах, в аппарате (по рис. 31) имеется возможность соединения парового пространства с соковым. Путем непосредственного примешивания небольших количеств сокового пара добиваются улучшения циркуляции. Хотя при этом и происходит разбавление раствора, но это с избытком компенсируется увеличением коэффициента теплопередачи. Действительно, из табл. 12 видно, что при выпарке желатины, несмотря на большую концентрацию в растворе во II корпусе, коэффициент теплопередачи в нем был значительно больше, чем в I.

В табл. 10 даны основные размеры аппаратов системы Виганда. Корпус, днища, крышки, трубные решетки изготавливаются из нержавеющей стали (СТ-0). Трубки могут быть стальные или латунные. Вод

швы изготавливаются путем электросварки. Аппараты испытываются на 2 атм.

Таблица 10

Размеры выпарных аппаратов системы Виганда

Поверх- ность нагрева м ²	Греющая камера								
	D	H	S	Трубы					
				d	l	число труб	d ₁	d ₂	d ₃
77	1 250	1 740	8	35/31	1 750	450	216/203	216/203	63,5/57
34,5	700	2 190	6	35/31	2 200	159	216/203	253/267	63,5/37
77	1 250	1 740	8	35/31	1 750	450	253/267	216/203	25

Поверх- ность нагрева м ²	Испаритель											
	D ₁	H ₁	S ₁	D ₂	H ₂	S ₂	d ₄	d ₅	d ₆	A ₁	Вес в кг	Тип
77	900	840	6	400	680	6	76/70	216/203	63,5/57	1 500	3 400	По рис. 32
34,5	900	840	6	400	680	6	76/70	267/253	63,5/57	1 500	1 600	По рис. 31
77	1 100	840	8	400	605	6	61/46	350/362	63,5/57	1 500	3 500	По рис. 31

Выпарные аппараты системы „Рapid“ с выносной горизонтальной греющей камерой употребляются главным образом для выпаривания жидкостей, образующих накипи и осадки на стенках нагревательных трубок. Они употребляются для выпаривания концентрированных растворов электролитического щелока (после 3-корпусной выпарки Зейдака), растворов марганцевокалийевой соли, хлорноватокислого натрия и калия и т. д. На рис. 33 изображен типовой аппарат системы „Рapid“, а в табл. 11 даны его основные размеры.

Преимуществом аппарата является легкость и удобство чистки и ремонта, так как горизонтальный корпус, установленный на тележке, легко может быть отнят и отодвинут в сторону. Корпус, крышка и днище брызгоуловителя и трубные решетки изготавливаются из чугуна, корпус паровой камеры — из листовой стали. Нагревательные трубы тоже чугунные; они укрепляются в передней трубной решетке на сальниках и могут быть быстро сменены.

Паровая камера испытывается гидравлически на 5 атм, корпус на 2 атм.

В табл. 12 приведены данные о работе аппаратов с выносными кипятильниками.

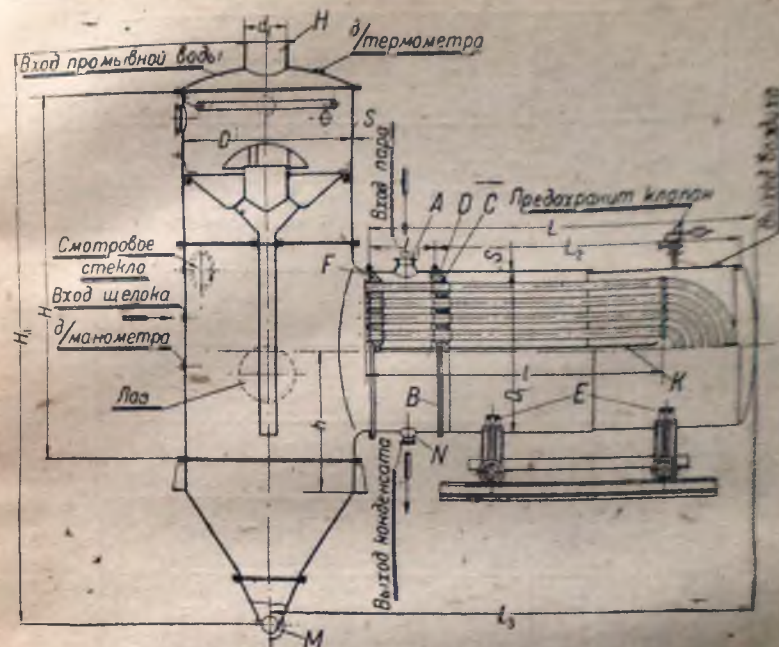


Рис. 33. Выпарной аппарат системы „Рapid“.

Таблица 11

Размеры выпарных аппаратов системы „Рapid“

Поверхности нагрева м ²	D	D ₁	S	S ₁	d ₁	H	H ₁	a
50	1 800	1 670	25	10	400	3 400	6 100	1 450
30	1 450	1 450	25	9	250	3 700	5 750	1 250

Поверхности нагрева м ²	L	L ₁	L ₂	L ₃	Трубки			Вес в кг
					d	l	число труб	
50	3 715	650	3 065	4 855	70/55	2 910	56	17 200
30	3 710	650	3 060	4 660	70/55	2 900	32	16 000

Таблица 12

Данные о работе выпарных аппаратов с выносными кипяильниками

Система выпарного аппарата	Жидкость	Число корпусов в выпарной установке	Корпуса по ходу жидкостности	Концентрация		Температура		Материал греющих труб	K в кал./м ² ·час.°C
				начальная	конечная	греющего пара	сокового пара		
Рapid	Электролитический щелок	1	—	280 330	640 770	121 120	90 85	чугун	650 600
Рapid	Раствор хлорноватокислого натрия	1	—	15	°Be' 55	175	100	Спец.-чугун	530
Витанд	Раствор хлорноватокислого натрия	1	I	33	53	140	100	Латунь	600
	Раствор хлорноватокислого натрия	2	II	4,7	6,8	74	55	Железо	315
	Раствор желатин	4	I	10,7	10,7	53	42	Железо	580
	Сульфатные щелока (черные)	—	II	°Be 8	°Be 10	106	94	Железо	900
	"	—	III	10	13	92	78,5	Железо	850
Выносные вертикальные кипяильники длина труб ~ 4 м	"	—	IV	13	19	74,5	59	Нерж. сталь	750
	Сульфат аммония	2	I	19	35	133	118	Жел. гомотен. поосвинцован.	800 ² 700
	"	—	II	36,5%	55%	151	112	то же	400

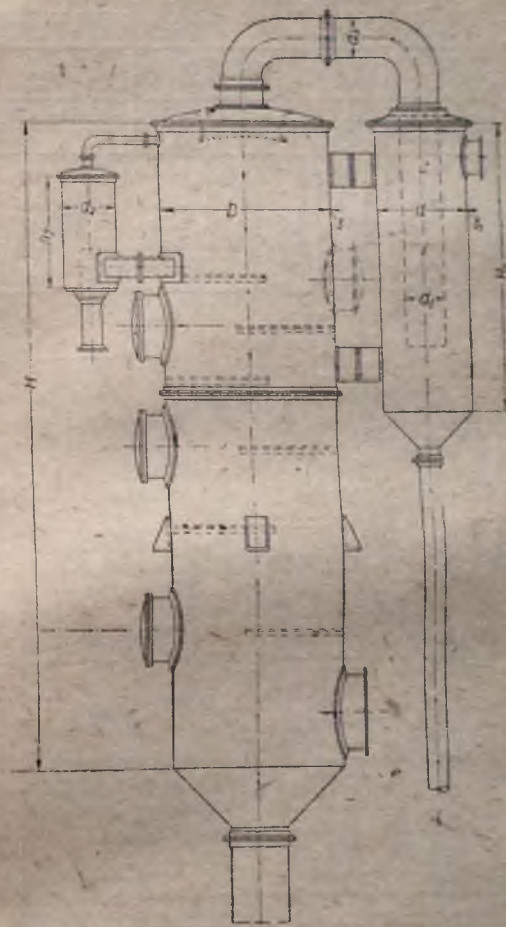
¹ Концентрация указана в % сухих веществ.² По проектным данным Института химического машиностроения (Химмаш).³ В этом корпусе искусственная циркуляция.

Рис. 34. Барометрический конденсатор смешения.

4. Вспомогательное оборудование

На рис. 34 изображен изготавливаемый Химмаштрестом типовой барометрический конденсатор смешения, а в табл. 13 даны его основные размеры.

Таблица 13

Размеры барометрического конденсатора смешения

Конденсатор				Повушка				Сборник		Вес в кг
D	S	d_2	H	d	S_1	d_1	H_1	d_2	h_2	
900	6	130	3 000							
1 300	6	350	5 500	780	5	350	2 500	450	650	1 250—1 080
1 500	7	350	5 500	800	5	350	2 500	450	1 000	1 665—1 385

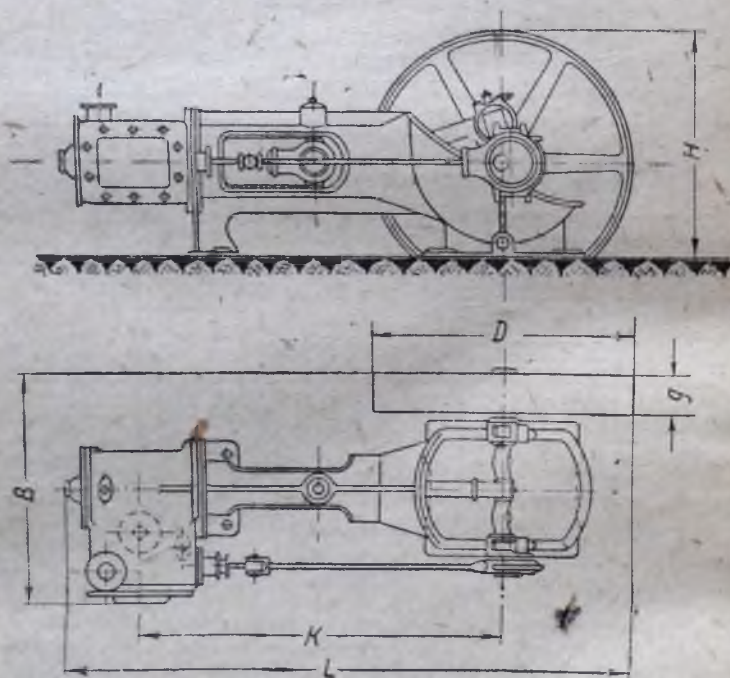


Рис. 35. Вакуум-насос (изготавливаемый Мосмаштрестом).

На рис. 35 изображен поршневой вакуум-насос золотникового типа, изготавливаемый Мосмаштрестом, а в табл. 14 даны его основные размеры. На рис. 36 и в табл. 15 изображен вакуум-насос и даны основные размеры типов поршневых вакуум-насосов с клапанами Гербигера, изготавливаемых заводами Химмаштреста.

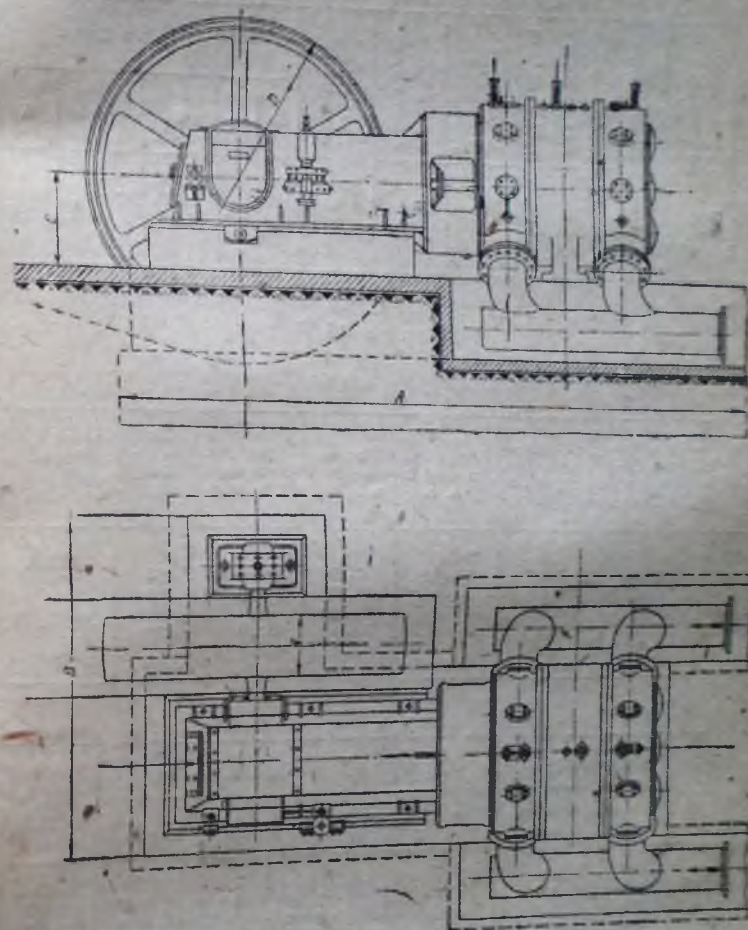


Рис. 36. Вакуум-насос (изготавливаемый Химмаштрестом).

Таблица 14

Характеристика вакуум-насосов Мосмаштреста

Тип	Производительность м³/мин	Диам. цилиндра	Ход поршня	Число об/мин	Диаметр всасывающей трубы	Диаметр выходной трубы	Диаметр водяных труб	Маховик		Габариты			
								D	q	L	B	H	K
Б	2,25	200	200	190	60	50	20	800	90	1 700	720	680	1 058
В	4,00	250	250	180	75	60	20	900	140	2 015	830	775	1 290

Таблица 15

Характеристика вакуум-насосов Химмаштреста

Тип	Производительность м³/мин	Максимальное разрежение, в мм рт. ст.	Мощность на валу в л. с.	Расход воды в л/мин	Диаметр цилиндра в мм	Ход поршня мм	Число об/мин
200-В	12—15	700	18—22	7—9	550	200	175—215
300-В	35—50	700	57—80	18—23	750	300	160—200
400-В	54—67	700	83—105	27—34	850	400	140—175
500-В	65—90	700	104—141	35—48	950	500	90—135

Тип	Диаметр трубы		Маховик		Габариты в мм			Вес в кг
	всасывающей	нагнетающей	D	b	A	B	C	
200-В	300	250	1 400	175	2 700	1 100	500	3 500
300-В	350	300	2 000	400	4 000	2 275	650	6 050
400-В	400	350	2 500	450	4 800	2 435	750	8 700
500-В	400	350	3 000	450	5 300	2 630	810	11 000

Химмаштрестом изготавливаются также ротационные вакуум-насосы типа РМК, приводимые в движение непосредственно от электромотора, что придает установке большую компактность. В табл. 16 приведены данные о производительности их, нормальном разрежении и расходе мощности, а также габаритные размеры вакуум-насоса с электромотором.

Таблица 16

Характеристика ротационных насосов типа РМК

Марка РМК	Производительность в м³/мин при вакууме		Расход мощности в л. с.	Мощность мотора в kW	Число об/мин.	Расход воды л/мин	Габаритные размеры в мм		
	720 мм рт. ст.	600 мм рт. ст.					ширина	длина	высота
100×80	—	0,12	—	1,5	2 900	10	720	1 000	917
200×90	—	1,5	4,2	4,5	1 450	80	1 450	1 340	920
200×200	—	4,0	11,2	10	1 450	90	1 400	1 720	930
320×320	12	12,5	27—32,5	29	960	180	1 900	2 490	1 100
450×520	30	30	49—65	55	720	280	2 665	3 090	1 400

ОТДЕЛ ЧЕТВЕРТЫЙ

КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

СОСТАВЛЕН У. Л. МАК-КЭБОМ (W. L. McCABE)

ПЕРЕВОД В. М. БУХМАН

ПОД РЕДАКЦИЕЙ А. Б. ПАКШВЕРА

СОДЕРЖАНИЕ

Стр.

Стр.

I. Техническое значение размера и формы кристаллов	365
II. Теория кристаллизации	—
Формы кристаллов. Закон Гей (Найбу)	—
Изоморфизм	366
Кристаллографические системы	367
Жидкие кристаллы	—
Выход кристаллов в процессе кристаллизации	—
Тепловой эффект процесса кристаллизации	368
Теплота кристаллизации	—
Фракционированная кристаллизация	369
III. Образование кристаллов	371
Факторы, влияющие на процесс образования зародышей	—
Оптимальная температура для образования зародышей кристаллов	372
Теория Майера (Miers)	—
IV. Геометрия роста кристаллов	373
Параллельное смещение поверхностей. Скорости переноса	374
Вид кристаллов	—
Неизменяемые кристаллы	—
Принцип перекрытия	—
Неравномерные скорости переноса	375
V. Рост кристаллов	—
Скорость растворения	—

Теория Бертэ-Валетон (Berté-Valeton)	376
Влияние примесей на рост кристаллов	—
Уравнение Монтилла (Montillat)	377
Закон ΔL	—
Расчет сытового анализа продукта	379
Результаты работ по исследованию роста кристаллов	380
VI. Аппараты для кристаллизации	382
Кристаллизация и выпаривание	—
Кристаллизация в сборниках	—
Кристаллизаторы с мешалками	383
VII. Непрерывно действующие кристаллизаторы	384
Кристаллизатор Свейсон-Уелера	—
Кристаллизатор Вульфа-Бока	385
Вращающиеся барабанные кристаллизаторы типа Цана	387
Кристаллизатор Джеремиссен для Осло	389
Кристаллизатор Говарда	390
Вакуум-кристаллизаторы	391
VIII. Работа кристаллизатора и его производительность	393
Контроль кристаллизаторов	—
Производительность и наиболее выгодные размеры кристаллизаторов	394
IX. Спекание кристаллов	395
Критическая влажность	—
Предотвращение спекания	396

ОБОЗНАЧЕНИЯ, ПРИНЯТЫЕ В ОТДЕЛЕ „КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ“

G	— вес кристаллов в кг
R	— отношение молекулярных весов водной и безводной солей
W	— вес раствора в кг
W_0	— вес безводного вещества в кг
W_p и W_s	— " " " " и затравки в кг
H	— вес растворителя в кг
E	— вес испарившегося вещества в кг
s	— растворимость вещества в г/100 г растворителя
C	— концентрация вещества в растворе в вес. %
C_s	— концентрация насыщения в растворе в вес. %
q_c	— теплота кристаллизации в ккал/кг
q_x	— " разбавления " "
q_r	— " растворения " "
λ	— скрытая теплота испарения в ккал/кг
θ	— время
K, K_0	— коэффициент диффузии
K_1	— коэффициент скорости реакции
S	— площадь, поверхность в м ²
L	— толщина, длина в см
a, b, α	— константы
D	— величина отверстий сита
t, t_1, t_2	— температура в °C
c	— удельная теплоемкость раствора
K	— общий коэффициент теплопередачи в ккал/м ² ·час·°C

Кристаллизация имеет большое значение в производстве ввиду получения в кристаллическом виде большого числа различных материалов. К сожалению, техника заводской кристаллизации развивается чисто эмпирически и ее проблемы не были обоснованы научно. Применявшиеся до последнего времени методы кристаллизации были несовершенны, и до сих пор почти полностью отсутствуют количественные данные.

I. ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗНАЧЕНИЕ РАЗМЕРА И ФОРМЫ КРИСТАЛЛОВ

Совершенно ясно, что в результате кристаллизации на практике стремятся к повышению чистоты и количества продукта, но эти два фактора являются не единственными, на которые следует обратить внимание, так как всегда имеет большое значение размер, а иногда и форма кристаллов.

Особенно важно получать кристаллы одинаковой величины. Часто также требуется получение крупных кристаллов, хотя это требование не всегда оправдывается реальными преимуществами их по сравнению с кристаллами средней величины.

В некоторых случаях требуется также получение кристаллов определенной формы (например в виде игол вместо пластинок или кубиков).

Внешний вид готового продукта, т. е. величина и форма кристаллов, обычно служит основной характеристикой работы кристаллизационной установки и определяет область ее применения.

II. ТЕОРИЯ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Кристалл является наиболее высоко организованным типом неживой материи. Он характеризуется тем, что его составные части (атомы или ионы) расположены в строгом порядке, в виде пространственной решетки.

Расстояния между атомами в кристалле одного и того же вещества являются постоянными и характерны для каждого данного вещества. **Формы кристаллов. Закон Гея (Найу).** В условиях беспрепятственного образования кристаллы получают, в соответствии с теорией пространственного решетчатого расположения составляющих их атомов, в виде определенных многогранных форм различной степени симметрии.

Два кристалла одного и того же исходного вещества могут встречаться с относительно совершенно различными размерами граней, однако углы, образуемые гранями, всегда равны между собой. Это свойство характерно для каждого данного вещества и известно под названием закона Гея.

Изоморфизм. В течение некоторого времени казалось, что закон Гея не согласуется с законом изоморфизма, который гласит, что в определенных группах химически однотипных веществ (одной группы

периодической таблицы) образуются кристаллы одной и той же геометрической формы. Однако утверждение, что вещества в изоморфических рядах дают кристаллы с одинаковыми углами, было возможно лишь до тех пор, пока приспособления для измерения углов кристалла были недостаточно точны.

Впоследствии было установлено, что отдельные представители веществ изоморфического ряда хотя и с небольшими отклонениями, но все же всегда образуют кристаллы с различными углами. Отклонения углов кристаллов изоморфных веществ примерно таковы же, как и отклонения других свойств веществ одной и той же периодической группы.

Кристаллографические системы. Все кристаллы одного определенного вещества образуют одинаковые углы между гранями, независимо от различий размеров поверхностей; поэтому формы кристаллов определяются лишь величиной углов. Для примера рассмотрим определенный кристалл.

Возьмем точку и проведем через нее линии, перпендикулярные к поверхностям кристалла или к его образующим. Получающийся при этом пучок линий является функцией углов кристалла, и геометрическая форма кристалла отображается направлением линий этого пучка. Выберем три главные поверхности в качестве координатных плоскостей. Эти три плоскости выбираются параллельно плоскостям симметрии, если таковые имеются.

Пересечения координатных плоскостей образуют три пересекающиеся линии; проведенные параллельно этим линиям через произвольную точку пересечения три линии называются осями кристалла.

Эти три оси могут быть все взаимно перпендикулярными; две из них могут быть перпендикулярны к третьей, но не перпендикулярны между собой, они могут быть одинаково наклонены друг к другу, с углом наклона, отличающимся от 90° или 60° ; или же они могут быть взаимно наклонены под тремя различными углами, отличающимися от 90° и от 60° . Возьмем в дополнение к трем координатным поверхностям четвертую основную поверхность, пересекающую все три оси. Длина отрезков осей, отсекаемых при этом, может быть равной для всех осей, равной для двух, но не равной для третьей, или наконец неодинаковой для всех трех осей. Тип кристаллов, образующий гексагональное поперечное сечение с углами в 60° между перпендикулярами к сторонам шестигранника, наиболее удобно отнести к четырем, а не к обычным трем осям: три оси расположены в одной плоскости под углом 60° друг к другу, четвертая — перпендикулярно к плоскости трех остальных.

Различные сочетания углов и длины осей подразделяют все кристаллы на шесть систем.

1. Триклиническая система. Три взаимно наклоненные неравные оси. Все три угла не равны 90° , 60° или 30° .
2. Моноклиническая система. Три неравные оси, две из которых взаимно наклонены, а третья перпендикулярна к двум остальным.
3. Ромбическая система. Три неравные и взаимно перпендикулярные оси.
4. Тетрагональная система. Три взаимно перпендикулярные оси, две из которых равны и по длине отличаются от третьей.
5. Гексагональная система. Три оси равной длины в одной плоскости, образующие между собой углы в 60° , четвертая ось — отличающаяся по длине от трех остальных и перпендикулярная к ним.
6. Кубическая система. Три равные и взаимно перпендикулярные оси.

Жидкие кристаллы. Большинство веществ встречается в природе как в виде одной или нескольких кристаллических форм, так и в виде жидкости и пара; некоторые органические вещества образуют дополнительно промежуточную фазу между кристаллом и жидкостью. Эта новая фаза называется жидкокристаллической фазой. [См. Фридел (Friedel), Ann. Phys. (9), 18, 272 (1922), а также Александер (Alexander), Colloid Chemistry, глава 3, Chem. Cat. Comp., 1926]. Вещества, образующие эту фазу, плавятся при определенной температуре и превращаются из твердого состояния в гелеобразную вязкую жидкость, которая при дальнейшем нагревании превращается в чистую прозрачную жидкость, которую можно рассматривать как настоящую жидкую фазу.

Жидкокристаллическая фаза вещества обладает двойным лучепреломлением, т. е. является анизотропной.

В числе более чем 250 веществ, образующих жидкие кристаллы, находятся: этил-*p*-азоксibenзоат, олеиновокислый аммоний, *p*-азоксифенетол, холестерилацетат.

Выход кристаллов в процессе кристаллизации. В большинстве случаев процесс кристаллизации протекает так медленно и маточный раствор находится в соприкосновении со столь большой поверхностью кристаллов, что концентрация маточного раствора в конце процесса вполне соответствует состоянию насыщения раствора при конечной температуре кристаллизации.

В этих случаях выход кристаллов может быть вычислен из состава начального раствора и растворимости вещества при конечной температуре. Если во время кристаллизации имело место заметное испарение растворителя, то это должно быть учтено.

В тех случаях, когда вещества образуют пересыщенные растворы и когда темпы роста кристаллов замедлены, для достижения равновесия требуется чрезвычайно много времени. Это особенно верно для высоковязких растворов или в том случае, когда кристаллы оседают на дно сосуда и лишь незначительная часть их поверхности подвергается непосредственно воздействию пересыщенного раствора.

Если время для достижения равновесия было недостаточным, действительный выход кристаллов меньше рассчитанного по кривой растворимости. Во всех случаях предположение о насыщенности маточного раствора дает максимально возможный выход кристаллов. Кристаллическая масса после выгрузки из кристаллизатора обычно удерживает часть маточного раствора, что повышает ее вес.

В случае, когда твердый продукт получается в безводном виде, расчет выхода весьма прост, так как твердая фаза не содержит воды.

Данные о растворимости обычно приводятся в частях безводного вещества на 100 ч. растворителя независимо от того, содержат ли кристаллы кристаллизационную воду.

Если же выпавшие кристаллы гидратированы, необходимо учесть также кристаллизационную воду, так как вода оказывается удаляемой из маточного раствора и не может больше участвовать в удерживании вещества в растворе.

Следующая формула может быть применена для вычисления теоретического выхода как водных, так и безводных кристаллов. Она применима только в тех случаях, когда маточные растворы при конечной температуре процесса являются насыщенными. Однако последние при-

нижение может быть откинута, если s (см. ниже) равно действительной концентрации вещества в маточном растворе в конце процесса.

Формула дает чистый вес кристаллов, выделившихся при кристаллизации. При удалении из кристаллизатора кристаллы увлекают некоторое количество маточного раствора, вес которого в конечном продукте зависит от условий сушки и должен быть определен отдельно. Центрифуга например обычно оставляет 2—5% маточного раствора от веса кристаллов.

$$G = R \frac{100 W_0 - sH}{100 - s(R - 1,0)}, \quad (1)$$

где G — вес кристаллов, R — отношение молекулярного веса водной соли к молекулярному весу безводной соли, s — растворимость вещества при конечной температуре (в частях безводного вещества на 100 ч. растворителя), W_0 — вес безводного вещества в начальном растворе, H — общий вес раствора в конце процесса (общий вес начального раствора минус вес выпаренной и выкристаллизовавшейся части).

Пример 1. 10 000 кг 30%-ного раствора Na_2CO_3 охлаждается до 20°. При этом образуются кристаллы водной соды ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$). Растворимость Na_2CO_3 при 20° равна 21,5 ч. безводной соли на 100 ч. воды. Во время охлаждения 3% от веса начального раствора теряется путем испарения. Определить вес образовавшихся кристаллов $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$.

Решение. Так как молекулярный вес $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ равен 286,2 л. мол. вес $\text{Na}_2\text{CO}_3 = 106$, то $R = \frac{286,2}{106} = 2,70$.

$$W_0 = 0,30 \cdot 10\,000 = 3000 \text{ кг.}$$

Величина испарения = $0,03 \cdot 10\,000 = 300$ кг, и следовательно

$$H = 10\,000 - 3000 - 300 = 6700 \text{ кг.}$$

Вес кристаллов определится из уравнения (1).

$$G = 2,70 \left[\frac{100 \cdot 3000 - 21,5 \cdot 6700}{100 - 21,5(2,70 - 1,0)} \right] \approx 6640 \text{ кг.}$$

В случае кристаллизации безводной соли уравнение (1) также применимо, принимая $R=1$.

Тепловой эффект процесса кристаллизации. Когда раствор подвергается охлаждению одновременно с кристаллизацией и испарением, тепловой баланс показывает, что теплота, отнятая у системы извне, равна сумме расходов тепла на снижение температуры охлаждаемого раствора и на удаление теплоты, выделяемой при образовании кристаллов (теплоты кристаллизации), минус сумма потерь, вызываемых излучением тепла и испарением растворителя во время кристаллизации. Применение тепла в обоих случаях описано на стр. 385 и 393.

Из различных статей теплового баланса только определение теплоты кристаллизации вызывает некоторые трудности.

Теплота кристаллизации. При составлении теплового баланса процесса кристаллизации очень важным является определение теплоты кристаллизации.

За единицу теплоты кристаллизации может быть принято то тепло, которое выделяется при кристаллизации 1 кг соли из большого количества насыщенного раствора.

Эта теплота изменяется с изменением концентрации (и следовательно температуры) раствора.

Теплота кристаллизации находится в определенной зависимости от теплоты разбавления и растворения и выражается следующей формулой:

$$q_c = \int_{C=0}^{C=C_s} \frac{100 - C}{C} dq_d - q_s, \quad (2)$$

где q_c — теплота, выделяемая при кристаллизации 1 кг соли из насыщенного раствора концентрации C_s ; C — концентрация кристаллизующего твердого вещества в растворе в вес. %; q_d — дифференциальная теплота разбавления или теплота, выделяемая при изотермическом добавлении 1 кг вещества в раствор концентрации C ; C_s — концентрация насыщенного раствора; q_s — теплота, выделяемая при растворении 1 кг соли в большом количестве растворителя.

Данных для q_s имеется очень много.

Теплоты разбавления q_d являются настолько незначительными, особенно в диапазонах концентраций, близких к насыщению, что ими можно пренебречь, и таким образом интеграл уравнения (2) обыкновенно не может быть решен.

Однако величина этого члена уравнения может быть заметна по сравнению с q_s , и его не следует отбрасывать, если он может быть вычислен; при отсутствии данных о теплоте разбавления q_c можно принять равным — q_s , но это является лишь приблизительным методом определения.

Пример 2. Теплота растворения 1 граммолекулы $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ в большом количестве воды равна — 3800 кал (вычислено по данным „International Critical Tables“, т. 3, стр. 195, изд. McGraw Hill, N. Y., 1929). Определить теплоту кристаллизации 1 кг $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, если теплотой разбавления можно пренебречь.

Решение. Молекулярный вес $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ равен 246,5, откуда теплота кристаллизации 1 кг $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ равна

$$\frac{3800}{246,5} = 15,4 \text{ кал.}$$

Фракционированная кристаллизация. Когда два или более веществ находятся одновременно в растворе, часто можно выкристаллизовать одно из них, оставляя остальные в растворе.

Такие методы фракционированной кристаллизации обычно основаны на различной растворимости солей. Крайне важно отметить, что растворимость вещества в растворе, содержащем другое вещество, всегда значительно отличается от его растворимости в чистом растворителе.

Так например растворимость хлористого натрия при 20° составляет 36 ч. на 100 ч. воды, а для азотнокислого натрия 88 ч. на 100 ч. воды; при одновременном же насыщении раствора обеими солями растворимость их будет иная, именно только 25 ч. хлористого натрия и 59 ч. азотнокислого натрия на 100 ч. воды. Взаимное влияние на растворимость для двух солей может быть изображено графически (рис. 1). На рисунке растворимости даны для двух различных температур: линия DEF соответствует температуре 100°, при которой растворимость хлористого

стого натрия составляет 40 ч. на 100 ч. воды и азотнокислого натрия 176 ч.

Раствор, насыщенный обеими этими солями, при температуре 100° содержит 17 ч. NaCl и 160 ч. NaNO₃ на 100 ч. воды.

Координаты точек

Точки	NaCl	NaNO ₃
A	36	0
B	0	88
C	25	59
D	40	0
E	17	160
F	0	176
G	17	68

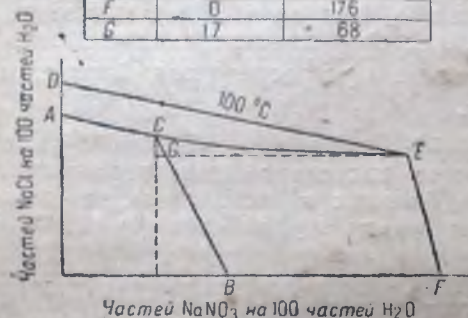


Рис. 1. Фракционированная кристаллизация NaCl и NaNO₃.

NaNO₃, но не NaCl. (Для подробного ознакомления с величинами растворимости см. Бласдейл, "Equilibria in Saturated Salt Solutions", Chem. Cat. Comp., N. Y. 1927).

Пример 3. Для иллюстрации метода фракционированной кристаллизации рассмотрим отделение NaNO₃ от NaCl из раствора, насыщенного при 100° обеими этими солями и потому изображенной точкой E.

Если принять за основу 100 кг воды, то раствор содержит 17 кг NaCl и 160 кг NaNO₃.

Если данный раствор охлаждать до 20°, то он становится пересыщенным по отношению к NaNO₃, растворимость которого в растворе, насыщенном обеими солями, с понижением температуры понижается; с другой стороны, он становится ненасыщенным по отношению к NaCl, растворимость которого с понижением температуры возрастает. Поэтому происходит кристаллизация только NaNO₃. Состав раствора перемещается по направлению EG, и при 20° с наступлением равновесия состав соответствует точке G. Абсцисса точки G может быть вычислена из подобия треугольников, если линию CB принять за прямую.

Абсцисса G равна

$$59 + \frac{(88-59)(25-17)}{25} = 68,3$$

следовательно при охлаждении раствора вдоль направления EG концентрация NaNO₃ в растворе уменьшается и при 20° будет равна $160 - 68,3 = 91,7$ кг; при этом NaCl целиком остается в растворе. Если теперь раствор испарять при 100° до начального содержания NaNO₃, равного 160 ч. соли на 100 ч. воды, то NaCl станет выделяться и может быть удален из раствора. Концентрация раствора снова будет соответствовать точке E, и цикл повторится. При каждом охлаждении $\frac{91,7 \cdot 100}{160} = 57,3\%$ азотнокислого натрия, находящегося в растворе, выпадает в виде кристаллов, а при испарении осаждается такой же процент хлорида.

Фракционированная кристаллизация может быть проведена различными способами. Например количество воды можно держать постоянным и после каждого охлаждения раствор при нагревании вновь насыщать введением свежего количества NaNO₃. Такой растворитель действует как специфичный реагент для нитрата, так он не насыщен для NaNO₃, но по отношению к NaCl он является насыщенным. Поэтому нитрат может быть в нем дополнительно растворен, а NaCl из него выделен. Растворенный нитрат снова выпадает при охлаждении.

Иногда применяются другие методы фракционированной кристаллизации, например с использованием различной скорости кристаллизации. Так, в растворе, насыщенном бурой и хлористым калием, при отсутствии зерен кристаллов бурой и быстром охлаждении будет осажаться только KCl. Раствор продолжает оставаться пересыщенным в отношении бурой, и кристаллы хлористого калия могут быть свободно удалены из раствора, так как кристаллизация бурой начинается значительно позже.

III. ОБРАЗОВАНИЕ КРИСТАЛЛОВ

В процессе образования кристаллов существуют две стадии. Кристаллы, во-первых, должны возникнуть, и затем должны расти. Поэтому для удобства изучения теорию кристаллизации можно разделить на две части: 1) образование зародыша кристаллов и 2) их последующий рост.

Если известны концентрации начального и маточного растворов, то весовой выход кристаллов является также определенным, но количество и величина образующихся кристаллов зависят от соотношения процессов образования и роста кристаллов.

Если процесс образования кристаллов протекает быстро и непрерывно, то в осадок выпадает большое количество мелких кристаллов; если же, наоборот, в начале процесса образуется немного зародышей, а впоследствии происходит неизменное замедление процесса образования вторичных зародышей, осадок будет состоять из крупных и однородных кристаллов.

В промежуточных случаях, когда рост и образование кристаллов происходят одновременно, кристаллы неравномерны и имеют средние размеры, так как ранее образовавшиеся кристаллы получают больше, чем те, которые образовались позднее.

Если бы теория кристаллизации и роста была разработана полнее, она дала бы возможность заранее определить, как распределяются кристаллы по размерам (например измеренные по способу просеивания).

К сожалению, по вопросам образования кристаллов почти полностью отсутствуют сведения количественного порядка.

Неполными являются также наши знания о росте кристаллов. Поэтому приведенные ниже рассуждения имеют лишь качественный характер.

Факторы, влияющие на процесс образования зародышей. Установлено, что процесс образования кристаллов из раствора, не содержащего затравки, зависит главным образом от следующих факторов:

- а) скорости охлаждения,
- б) интенсивности перемешивания,
- в) чистоты раствора.

На процесс кристаллообразования влияют также и другие факторы, как например температура и концентрация, однако их влияние очевидно меньше, чем перечисленных выше факторов.

Растворы различных веществ значительно различаются по способности образования зародышей кристаллов.

Следующие условия облегчают процесс кристаллообразования из данного раствора:

- 1) быстрое охлаждение раствора до точки, при которой скорость образования зародышей является максимальной;
- 2) энергичное перемешивание;
- 3) большая чистота раствора;
- 4) высокая температура;
- 5) высокая концентрация;
- 6) присутствие в растворе пыли или кристаллических зерен.

Наоборот, медленное охлаждение, отсутствие перемешивания, загрязнение растворов препятствуют или задерживают кристаллообразование.

При сравнении различных веществ видно, что вещества с низким молекулярным весом кристаллизуются легче, чем обладающие большим молекулярным весом.

Следует особо отметить влияние загрязнений на процесс кристаллообразования. Установлено, что загрязнения с высоким молекулярным весом значительно больше препятствуют кристаллизации, чем таковы с меньшим молекулярным весом.

Оптимальная температура для образования зародышей кристаллов. Опыты, проведенные Тамманом (*States of Aggregation*), перевод Mehl, стр. 226—232, изд. Van Nostrand, N. Y. 1925) над образованием зародышей кристаллов во время плавления, показали, что в случае переохлаждения жидкости до различных температур ниже точки плавления количество образовавшихся за определенное время кристаллов зависит от температуры; существует определенная температура охлаждения, при которой получаемое количество кристаллов является максимальным.

В запаянных стеклянных трубках при 135° были расплавлены образцы диперина (точка плавления 129°); плав охлаждался в течение 10 мин. до различных температур, и определялось число образовавшихся зародышей. Наибольшее количество зародышей было получено при 40° .

Существуют ли также оптимальные температуры образования зародышей при кристаллизации веществ, склонных к образованию пересыщенных растворов, осталось до сих пор невыясненным.

Теория Майера (Mier). Хорошо известно, что многие растворы могут быть пересыщены до концентраций, значительно превосходящих те значения, которые соответствуют кривым растворимости.

По склонности к образованию пересыщенных растворов различные вещества значительно отличаются друг от друга. Например тростниковый сахар, тиосульфат натрия, сульфат меди способны образовывать сильно пересыщенные растворы; наоборот, хлористый натрий или бромистый калий не дают заметного пересыщения раствора. Под действием механического толчка или при прибавлении некоторого количества кристаллов в качестве затравки из пересыщенного раствора переходит в осадок избыток вещества, обуславливающий пересыщенность.

В лабораторной практике хорошо известны случаи, когда при обычном обращении с матер. лом пылью, увлеченная воздухом, попадает в пересыщенный раствор и вызывает его кристаллизацию. Наиболее интересны предположения относительно пределов возможного пересыщения для каждого данного раствора, изложенные в теории

суперрастворимости Майера [Miegs, J. Ind. Metals, 37 331—350 (1927)].

Теория Майера позволила построить определенную кривую суперрастворимости, лежащую в области высоких концентраций выше нормальной кривой растворимости.

Растворы, концентрации которых лежат между кривыми растворимости и суперрастворимости, могут рассматриваться как полуустойчивые (метастабильные); будучи пересыщены, они сохраняют свое состояние до тех пор, пока не будет введена затравка.

Область высших концентраций, расположенная за кривой суперрастворимости, является неустойчивой (лабильной). Растворы, представленные точками в этой области, обычно кристаллизуются самопроизвольно до тех пор, пока не будет достигнута такая концентрация раствора, которая совпадает с нормальной кривой растворимости.

Эти соотношения изображены графически на рис. 2, дающем зависимость концентраций растворов от температуры. На этой диаграмме линия *AB* соответствует кривой нормальной растворимости, пунктирная линия *CD* — кривой суперрастворимости.

Если концентрация и температура соответствуют точке, лежащей ниже линии *AB* (например точка *E*), то раствор является ненасыщенным.

Раствор, изображенный точкой *F*, является метастабильным; если к нему прибавить затравку, концентрация начинает падать до тех пор, пока не будет достигнута точка *H*. Если же затравки не вводить, концентрация раствора будет соответствовать точке *F*. Если раствор соответствует на диаграмме точке *G*, его кристаллизация происходит самопроизвольно, и его концентрация при этом будет снижаться до точки *H*.

Теорию Майера трудно проверить экспериментально, и поэтому она была предметом широкой полемики. Спор шел главным образом по вопросу: где лежит граница между состоянием пересыщения и областью неустойчивости раствора, и насколько эта граница зависит от таких факторов, как интенсивное перемешивание и механический толчок. Правильна ли эта теория, покажет будущее, но в настоящем ее значение является весьма полезной. Область метастабильной устойчивости можно условно себе представить как такую, в которой возможен лишь рост кристаллов, не сопровождаемый новым кристаллообразованием (возможно, что рост кристаллов зависит при этом от механического перемешивания).

IV. ГЕОМЕТРИЯ РОСТА КРИСТАЛЛОВ

Прежде чем перейти к вопросам о скорости роста кристаллов, рассмотрим несколько важных факторов, касающихся геометрии роста кристаллов.

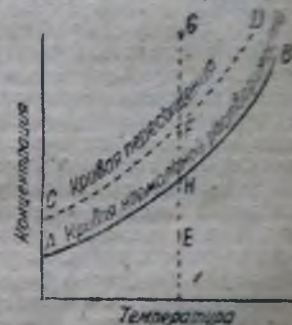


Рис. 2. Графическое изображение теории Майера (Miegs).

Теория Бертю-Валетон (Berthoud-Valeton) [J. chim. phys. 10, 625 (1912); Z. Kryst. 59, 335—365 (1923); 60, 1—38 (1924)].

Эта теория предполагает, что процесс диффузии протекает вместе с реакцией первого порядка пограничной поверхности кристалла и что скорость кристаллизации зависит от обоих этих процессов. Если обозначим концентрацию насыщенного раствора через C_s , концентрацию всего раствора через C и концентрацию раствора, соприкасающегося с поверхностью кристалла, через C' , то скорость осаждения вещества составит:

$$\frac{dG}{d\theta} = K_1 S (C' - C_s) = \frac{KS}{L} (C - C'), \quad (3)$$

где G — вес выделившегося вещества, θ — время, K — коэффициент диффузии, K_1 — коэффициент скорости реакции, протекающей на поверхности, S — площадь и L — эффективная толщина поверхностной пленки.

Если из уравнения (3) исключить C' , то в результате получится:

$$\frac{dG}{d\theta} = \frac{SK}{L + \frac{K}{K_1}} (C - C_s). \quad (4)$$

Подставляя величину коэффициента пленки $K_0 = \frac{K}{L}$ в уравнение (4) и деля числитель и знаменатель на K , получаем более симметричное уравнение:

$$\frac{dG}{d\theta} = \frac{S(C - C_s)}{\frac{1}{K_1} + \frac{1}{K_0}}. \quad (5)$$

Из уравнения (5) можно сделать следующие три вывода:

1) Общая реакция является реакцией первого порядка, так как для каждой отдельно взятой поверхности при постоянной температуре величина $\frac{1}{\frac{1}{K_1} + \frac{1}{K_0}}$ является постоянной.

2) Хотя реакция и является реакцией первого порядка, значение K_1 изменяется для различных поверхностей кристалла; поэтому, несмотря на то что K_0 (коэффициент диффузии через пленку) для всех поверхностей является постоянным, скорость роста отдельных поверхностей одного и того же кристалла может быть различной.

3) Относительные величины K_1 и K_0 в различных случаях могут быть различными.

Если значение K_0 велико по сравнению с K_1 , то диффузия играет незначительную роль, и процесс кристаллизации протекает главным образом в результате поверхностной реакции. Наоборот, если K_1 велико по сравнению с K_0 , то поверхностная реакция оказывает небольшое влияние на скорость роста кристалла, и главным фактором является диффузия. В случае, когда значение K_1 весьма велико по сравнению с K_0 , теория Бертю-Валетон совпадает с теорией Нюеса-Виттиса.

Влияние примесей на рост кристаллов. Небольшие количества примесей оказывают большое влияние на скорость роста кристалла; аналогично тому, как они влияют на скорость кристаллообразования

Задержка в росте, повидимому, обусловлена адсорбцией этих примесей поверхностями кристаллов.

Для этих явлений еще не найдено общего закона. Количество адсорбируемых примесей зависит не только от их природы, но и различно для разных поверхностей одного и того же кристалла. Поверхности, адсорбирующие наибольшие количества примесей, будут иметь наиболее низкие скорости переноса и следовательно будут увеличиваться в своих размерах по отношению к остальным поверхностям согласно с принципом перекрывания (France, l. c.).

Уравнение Монтиллона (Montillon). Экспериментальное изучение проблем промышленной кристаллизации предпринял впервые Монтиллон [Ind. Eng. Chem. 19, 809 (1927)], который исследовал рост больших количеств кристаллов в непрерывнодействующем стеклянном кристаллизаторе в условиях тщательного контроля всех факторов.

Количественные результаты были суммированы в виде следующего эмпирического уравнения:

$$\frac{\Delta G}{\Delta S} = ae^{b\theta}, \quad (6)$$

где ΔG — увеличение веса кристаллов во время процесса в г/час, ΔS — увеличение поверхности кристаллов в см²/час, θ — время в минутах, e — основание натуральных логарифмов и a и b — константы.

Данные были получены при исследовании глауберовой и горькой соли при различных температурах. Значения a и b в уравнении (6) приведены в табл. 1.

Таблица 1

Значения эмпирических постоянных в уравнении Монтиллона

Соль	t в °C	a	b
Глауберова соль	27,1	12,57	0,0178
	29,26	13,90	0,0178
	30,90	16,26	0,0178
Горькая соль	29,25	18,52	0,0175
	31,6	22,13	0,0175

Закон ΔL . Доказано [McCabe, Ind. Eng. Chem. 21, 30, 112 (1929)] что все геометрически подобные кристаллы одного и того же вещества, суспендированные в одном и том же растворе, растут с одинаковой скоростью, если во всех этих кристаллах рост измеряется увеличением линейного расстояния между двумя соответственными геометрическими точками. Если через ΔL обозначить увеличение линейного размера для одного кристалла, то эта же величина одновременно обозначает соответственное увеличение в тех же размерах для любого из кристаллов того же вещества. Это увеличение не зависит от первоначальной величины кристаллов.

Расчет ситового анализа продукта по данным ситового анализа затравочных кристаллов. Закон ΔL позволяет решить следующую задачу.

Задача. Дан насыщенный раствор, в котором суспендированы кристаллы для затравки определенного веса и известного ситового анализа. Допустим, что раствор охлажден в известных условиях. Каков будет вес кристаллов и каковы результаты ситового анализа продукта в конце процесса, если образование новых зародышей кристаллов является ничтожным?

Вес осажденного вещества вычисляется таким же образом, как и выход в процессе кристаллизации (стр. 367). Распределение осажденного вещества на кристаллах затравки происходит соответственно с законом ΔL . Если D означает величину отверстия сита, через которое как раз проходит данный кристалл, то D и L будут пропорциональны друг другу:

$$\alpha D = L, \quad (7)$$

$$\alpha \Delta D = \Delta L, \quad (8)$$

где α является коэффициентом пропорциональности, одинаковым для всей массы осаждаемых кристаллов. Если величина ΔL является одинаковой для каждого кристалла, то и ΔD будет одинаковым. Доказано, что

$$W_p = \int_0^{W_s} \left(1 + \frac{\Delta D}{D_s}\right)^{\alpha} dW_s, \quad (9)$$

где W_p — вес продукта, полученного из W_s граммов затравочных кристаллов, в граммах, D_s и W_s — координаты суммарной кривой, полученной при отсеивании [где W_s — общий вес кристаллов, удерживаемых ситом с величиной отверстий D_s , а ΔD определяется из уравнения (8)].

Вычисление выхода и результатов отсеивания продукта при процессах роста кристалла выполняется следующим образом.

1. Вычисляют теоретический выход по соотношению веса кристаллов затравки и весу раствора и по изменению растворимости вещества во время процесса кристаллизации.

2. Величину ΔD принимают произвольно и вычисляют вес продукта, который соответствует этой принятой величине, путем интегрирования уравнения (9) в пределах от $W_s = 0$ до $W_s = 100$.

3. Если величина W_p , вычисленная по п. 2, не совпадает с величиной W_p , вычисленной по п. 1, то необходимо подбирать ΔD до тех пор, пока не будет достигнута достаточная степень совпадения между величинами веса продукта, вычисленными по обоим методам.

3. Применяя исправленное значение ΔD , определенное в п. 3, строят интегральную кривую уравнения (9).

5. Наносят W_p на диаграмму как функцию D_p . Эта диаграмма может быть построена на основании уже известных данных, так как интегральная кривая, определенная в п. 4, устанавливает зависимость между W_p и W_s , а величина D_s дана кривой результатов отсеивания кристаллов для затравки в виде функции от W_s ; к тому же $D_p = D_s + \Delta D$.

6. Из кривой п. 5 [$W_p = f(D_p)$] вычисляют значения W_p соответствующих сит с различной величиной отверстий и определяют эти значения в процентах от общего количества продукта. В результате получается суммарная кривая ситового анализа продукта. Дифференциальную кривую ситового анализа легко получить отсюда путем вычитания.

Пример 4. В кристаллизаторе Swenson-Walker (стр. 384) охлаждается раствор хлористого калия. Насыщенный раствор выходит при 60° . Выгружается 1750 кг насыщенного раствора и 165 кг кристаллов в час. Результаты отсеивания кристаллов приведены в табл. 2.

Каковы были бы: а) вес и б) результаты ситового анализа продукта, если к кристаллизатору прибавили бы дополнительные охлаждающие секции для понижения температуры раствора при выходе с 60 до 30° ?

Растворимость хлористого калия при 60° составляет 45,0 ч. на 100 ч. воды, а при 30° 37,35 ч. на 100 ч. воды.

Решение. а) Определение веса осажденных кристаллов вычисляется на основании данных о растворимости. Так как хлористый калий выпадает в безводном виде

Таблица 2

Ситовый анализ кристаллов затравки

Число отверстий на дюйм	Диаметр сита в см	Результаты отсеивания в %	
		дифференциальный	суммарный
12	0,1397	0,0	0,0
14	0,1168	0,1	0,1
16	0,0991	2,9	3,0
20	0,0833	12,7	15,7
24	0,0701	13,0	28,7
28	0,0589	25,8	54,5
32	0,0485	19,6	74,1
35	0,0417	13,3	87,4
42	0,0351	6,3	93,7
48	0,0295	3,6	97,3
60	0,0246	1,0	98,3
65	0,0208	1,2	99,5
65	(0,0175) *	0,5	100,0

и вышеуказанные данные растворимости относятся к весу воды, то повышение выхода вследствие охлаждения от 60 до 30° составляет $45,0 - 37,35 = 7,65$ кг на 100 кг воды. Так как кристаллизатор перерабатывает $(100/145) \cdot 1750 = 1206$ кг воды, то увеличение выхода выражается в $12,06 \times 7,65 = 92,3$ кг. Следовательно в результате применения дополнительных охлаждающих секций получается $92,3 + 165 = 257,3$ кг кристаллов в час.

Для того чтобы определить результаты ситового анализа нового продукта (табл. 2), поступают, как указано на стр. 378.

Результат отсеивания кристаллов для затравки приведен в задании. Второй и четвертый столбцы табл. 3 представляют значения D_s и W_s на 100 кг кристаллов затравки. Количество продукта составляет $(257,3/165) \cdot 100 = 156$ кг на те же 100 кг кристаллов для затравки. На этом заканчивается первая часть расчета.

Вторая часть расчета заключается в подыскании путем подбора величины ΔD соответствующей увеличению веса 56 кг на 100 кг кристаллов для затравки. Для этого принимают произвольную величину ΔD , вычисляют интеграл уравнения (9) в пределах $W_s = 100$ и $W_s = 0$ и определяют соответствующую величину W_p . Принятая величина ΔD будет правильной, если полученное значение для $W_p = 156$.

Не приводя всего расчета, укажем, что если ΔD равняется 0,009, то выход получается достаточно точным. Правильность этой величины будет доказана в следующем разделе.

Таблица 3

Координаты кривой зависимости W_s от $(1 + 0,009 D_s)^3$

W_s	D_s	$(1 + \frac{0,009}{D_s})^3$	W_s	D_s	$(1 + \frac{0,009}{D_s})^3$
0,0	0,1397	1,21	50	0,0511	1,51
0,1	0,1168	1,25	60	0,0563	1,56
3,0	0,0991	1,30	70	0,0614	1,62
5,0	0,0960	1,31	80	0,0466	1,70
10,0	0,0901	1,33	90	0,0391	1,80
20,0	0,0789	1,38	95	0,0380	1,86
30,0	0,0695	1,44	98	0,0270	2,07
40,0	0,0653	1,47	100	0,0175	2,47

* Приблизительно.

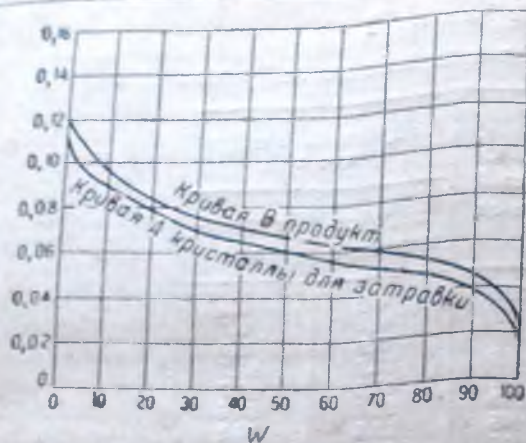


Рис. 4. Пример 4: Результат ситового анализа.

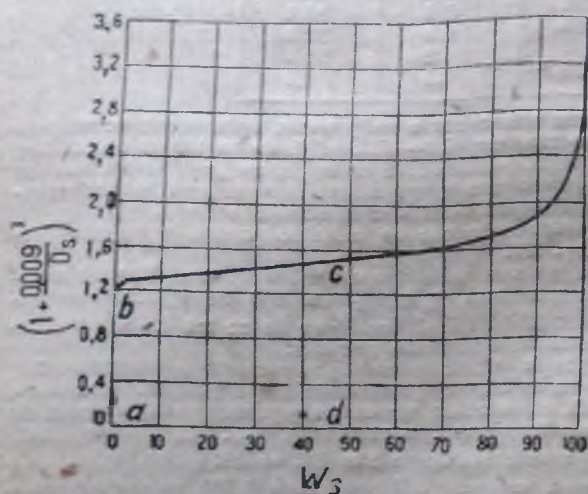


Рис. 5. Пример 4: Интегральная кривая.

Таблица 4

Соотношение между W_p и W_s

W_s	W_p	W_s	W_p	W_s	W_p
5	6,4	50	70,6	90	135,8
10	13,2	60	86,1	95	145,5
20	26,9	70	102,1	97,5	151,0
30	40,8	80	118,6	100	157,4
40	55,6	85	126,7		

Отсюда видно, что при $\Delta D = 0,009$, $W_p = 157,4$, что очень хорошо соответствует теоретически вычисленному выходу 156. Зависимость между W_p и W_s графически показана на рис. 6.

Третья часть расчета заключается в подстановке значения $\Delta D = 0,009$ в уравнение (9) и в вычислении интегральной кривой уравнения. Это осуществляется путем нанесения величин $(1 + \frac{0,009}{D_s})^3$ как

ординат и величин W_s в качестве абсцисс. Соотношение между D_s и W_s получается при нанесении величин второго столбца таблицы результатов отсеивания (табл. 2) и величин четвертого столбца. Этим способом построена кривая А рис. 4. Координаты кривой за зависимости $(1 + \frac{0,009}{D_s})^3$ от W_s приведены выше в таблице (кривая изображена на рис. 5).

Интегральная кривая уравнения (9) получается путем определения площади, ограниченной кривой рис. 5, осью x -ов, ординатой $x=0$ и ординатой $x=W_s$, где W_s изменяется в пределах от 0 до 100. Например точка интегральной кривой с абсциссой $W_s = 50$ равняется площади $abcd$ рис. 5.

Координаты точек на интегральной кривой, которые соответствуют различным значениям W_p и W_s , даны в табл. 4.

Теперь можно перейти к следующей стадии, а именно к определению зависимости W_p от D_p , т. е. к распределению размеров кристаллов. Для этого берем значения, равные действительно применяемым размерам отверстий сит, и на кривой соответствующие величины D_s путем вычитания $0,009$ из этих величин D_p , отсчитываем величины W_s из кривой А рис. 4 и затем отсчитываем W_p на рис. 5. После этого можно легко вычислить дифференциальные и интегральные данные о кристаллизации. Для вычисления показан в табл. 5.

Таблица 5

Результаты отсеивания готового продукта

Число отверстий на дюйм	D_p	$D_s = D_p - 0,009$	W_s	W_p	Результаты отсеивания готового продукта	
					суммарный	дифференциальный
12	0,1397	0,1307	0,0	0,0	0,0	0,0
14	0,1168	0,1078	0,6	1,0	0,6	0,6
16	0,0991	0,0901	10,0	13,0	8,3	7,7
20	0,0833	0,0743	23,7	32,4	20,6	12,3
24	0,0701	0,0611	49,9	70,3	44,6	24,9
28	0,0589	0,0499	73,2	107,3	68,2	28,6
32	0,0495	0,0405	88,5	134,0	85,1	16,9
35	0,0417	0,0327	95,1	145,7	92,5	7,4
42	0,0351	0,0261	96,2	148,0	94,0	1,5
48	0,0295	0,0205	99,5	156,2	99,2	5,2
60	0,0246	0,0156	100,0	157,4	100,0	0,8

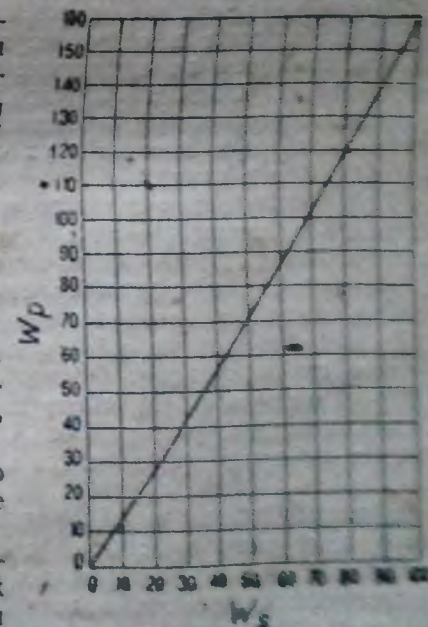
Результаты работ по исследованию роста кристаллов. Несмотря на значительное несоответствие опубликованных результатов исследования роста кристалла и геометрии кристалла, можно все-таки сделать некоторые достаточно вероятные выводы.

1. Кристалл, растущий при постоянных внешних условиях, остается почти геометрически подобным своей первоначальной форме.

2. Добавка небольших количеств примесей может сильно изменить форму растущего кристалла и скорость его роста.

3. Различные поверхности одного кристалла обычно имеют различные скорости переноса.

4. Очень сомнительно, чтобы различия в растворимости различных поверхностей одного кристалла или различных по размеру частиц одного вещества были настолько ве-

Рис. 6. Пример 4: Кривая зависимости W_p от W_s .

лики, чтобы оказать влияние на рост кристалла, если только размеры кристаллов не ниже, примерно, 0,02 мм в диаметре.

5. Результаты ситового анализа продукта, полученного в процессе кристаллизации, могут быть вычислены из данных по ситовому анализу кристаллов затравки и из общего выхода кристаллов, если принять, что образование новых зародышей кристаллов в процессе кристаллизации является ничтожным.

Суммарные анализы продукта изображены кривой В рис. 4.

VI. АППАРАТЫ ДЛЯ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Кристаллизация является одной из основных операций, которая еще очень мало изучена и для которой аппараты промышленного типа построены на основе относительно немногих и простых принципов. Наиболее важные типы аппаратов можно подразделить следующим образом:

1. Выпарные аппараты для кристаллизации.
2. Аппараты периодического действия:
 - а) естественное охлаждение в сборниках или чанах без перемешивания,
 - б) искусственное охлаждение с перемешиванием.
3. Непрерывнодействующие аппараты:
 - а) кристаллизатор Свенсон-Уокера,
 - б) кристаллизатор Вульф-Бока,
 - в) кристаллизаторы типа Цана,
 - д) кристаллизатор Джеремиссен или Осло,
 - е) кристаллизатор Говарда.
4. Вакуум-кристаллизатор.

Кристаллизация и выпаривание. Выпаривание и кристаллизацию часто объединяют в одну операцию, причем иногда даже трудно решить, является ли применяемый аппарат выпарным или кристаллизационным. Обычно оборудование для кристаллизации настолько близко к оборудованию, применяемому для выпаривания, что его называют выпарным, хотя из двух частей этого процесса кристаллизация является более важной.

При выпаривании соляного раствора, т. е. при осаждении NaCl из рассола в производстве поваренной соли, кристаллизация следует за выпариванием, причем она производится без надлежащего контроля за величиной получаемых кристаллов. С другой стороны, кристаллизация сахара производится в вакуум-выпарном аппарате, и контроль основан полностью на образовании правильной формы кристалла. В этом случае технолог доводит сироп до определенной густоты, выбирает желаемое количество зародышей кристаллов и выращивает их до правильных размеров без образования новых центров кристаллизации. Контроль производится путем изменения вакуума и давления пара.

Кристаллизация в сборниках. Применявшийся ранее обычный способ получения кристаллов заключался в приготовлении горячих, почти насыщенных растворов и в последующем их охлаждении путем естественной конвекции в открытых прямоугольных сборниках. При этом не делалось никаких попыток к ускорению процесса применением кристаллов для затравки или перемешиванием, и отсутствовал всякий

контроль кристаллизационного процесса. Иногда подвешивали в сборниках стержни или веревки для увеличения поверхности, на которой кристаллы могли бы расти, чтобы предохранить хотя бы часть продукта от грязи, которая осаждается на дне.

В таких условиях кристаллизация протекает медленно, причем образуются крупные и сросшиеся в дружки кристаллы. Это сращивание обуславливает поглощение маточного раствора и загрязнение продукта примесями. После достаточного охлаждения раствора, продолжающегося обычно несколько дней, оставшийся маточный раствор сливается, и кристаллы выгружаются вручную. Этот способ работы является очень трудоемким, причем вместе с кристаллами часто увлекаются и те загрязнения, которые во время процесса осели на дно сборника. Для проведения процесса требуется большое помещение и большой расход рабочей силы.

Ниже следующие данные относятся к типичной кристаллизации в сборниках (Dagby, Dorr Co., N. Y., частное сообщение). Кристаллизации подвергался железный купорос ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$). Концентрированный раствор был загружен в прямоугольный сборник длиной около 7 м, шириной 3,2 м и высотой 0,3 м. Раствор охлаждали в течение 48—96 час., после чего кристаллы были удалены. Около 6 час. потребовалось для спуска из сборника маточного раствора. Удаления кристаллов и новой загрузки сборника. Приводимые ниже (табл. 6) данные относятся к описанному процессу.

Таблица 6

Кристаллизация железного купороса в чанах (сборниках)

Продолжительность охлаждения в часах	Полученный раствор в %	Уд. вес полученного раствора	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ в растворе в %	Выход продукта в кг	Маточный раствор в %	Уд. вес маточного раствора
48	6 170	1,400 при 62° С	5 070	3 300	3 150	1,240 при 15° С
60	3 170	1,395 при 60° С	5 035	3 340	3 580	1,247 при 15° С
72	6 170	1,935 при 53° С	5 000	3 880	3 080	1,210 при 16° С
96	6 170	1,400 при 51° С	5 100	3 990	3 590	1,201 при 9° С

Кристаллизаторы с мешалками. На рис. 7 изображен кристаллизатор с мешалкой. Вода циркулирует через охлаждающие змеевики; раствор перемешивается при помощи лопастей, насаженных на центральный вал. Это перемешивание выполняет две функции: 1) увеличивает

¹ Продолжительность охлаждения приблизительно равна 6 час.

скорость теплопередачи и поддерживает более равномерную температуру раствора и 2) поддерживает мелкие кристаллы в виде суспензии создавая таким образом возможность более равномерного роста и препятствуя одновременно образованию крупных кристаллов или агрегатов. Далее перемешивание, связанное с более быстрым охлаждением, способствует образованию большего количества зародышей кристаллов по сравнению с обычным методом кристаллизации в сборниках без перемешивания; поэтому продукт, полученный в этих условиях, является не только более равномерным, но и более мелким, чем продукт, получающийся в устаревших в настоящее время сборниках. Трудность при работе этих аппаратов заключается, во-первых, в том, что этот способ работы является прерывным, а, во-вторых, — растворимость оказывается наименьшей в неподвижной пленке на поверхности охлаждающих змеевиков, которые быстро покрываются массой кристаллов, что понижает теплопередачу.

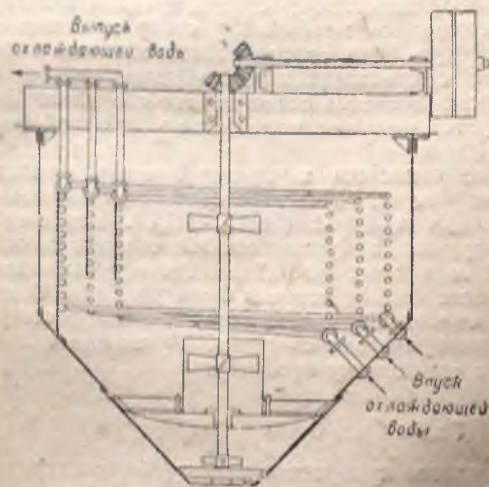


Рис. 7. Кристаллизатор с мешалкой периодического действия.

VII. НЕПРЕРЫВНОДЕЙСТВУЮЩИЕ КРИСТАЛЛИЗАТОРЫ

Кристаллизатор Свенсон-Уокера. Наиболее удачным непрерывнодействующим кристаллизатором из числа применявшихся в США является кристаллизатор Свенсон-Уокера (рис. 8). Он состоит из открытого желоба А шириной около 0,7 м, с полуцилиндрическим дном, из водонной рубашки В, приваренной к наружной стороне желоба, и из медленно вращающейся ленточной мешалки С, расположенной по возможности близко ко дну желоба. Этот аппарат имеет обычно длину около 3 м. Для большей производительности соединяют ряд таких аппаратов вместе. Максимальная длина такого агрегата равна обычно 12 м. Если желательно иметь агрегат большей длины, то устанавливают несколько таких кристаллизаторов один над другим и дают кристаллизующемуся раствору по ступеням стекать из одного аппарата в другой.

Горячий концентрированный раствор, подлежащий кристаллизации, подается с одного конца желоба, а охлаждающая вода протекает по охлаждающей рубашке в противоположном направлении. В целях регулирования размеров кристаллов иногда вводят в определенных местах дополнительные количества воды. При правильно выбранных условиях работы аппарата кристаллы начинают выделяться уже не-

далеко от места поступления раствора. Эти кристаллы растут равномерно по мере продвижения раствора вдоль всего кристаллизатора. Назначение спиральной мешалки состоит не только в перемешивании раствора или продвижении кристаллов. Главная ее цель: 1) предотвратить скопление кристаллов на охлаждающей поверхности и 2) понизить уже образовавшиеся кристаллы вверх и проводить их вниз через раствор. Таким образом кристаллы растут, находясь в суспендированном состоянии в растворе. Благодаря этому кристаллы получаются хорошо сформированными, однородными по величине и свободными от примесей или загрязнений.

В конце кристаллизатора может находиться перелив, через который кристаллы и маточный раствор стекают на приемный стол или в сбор-

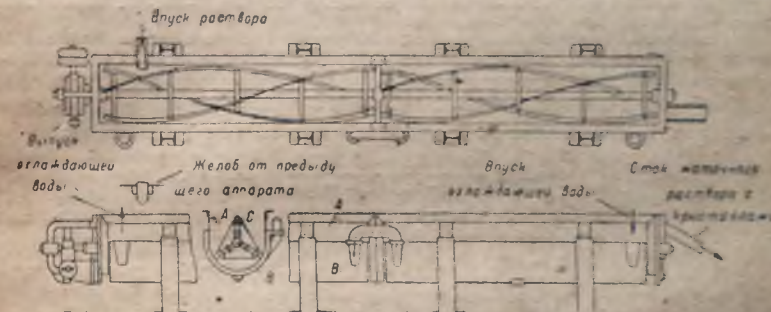


Рис. 8. Кристаллизатор Свенсон-Уокера.

ник. Отсюда маточный раствор возвращается обратно на производство, а влажные кристаллы поступают в центрофугу. В других случаях короткий наклонный шнек поднимает кристаллы из раствора и подает их на центрофугу, между тем как маточный раствор в соответствующем месте стекает вниз. Преимущества этого типа кристаллизатора перед вышеописанными заключаются в значительной экономии площади и рабочей силы и в уменьшении потерь.

Определение длины кристаллизатора Свенсон-Уокера. Требуемая длина кристаллизатора для производственных целей лучше всего определяется тепловым балансом. Если пренебречь потерей тепла на испарение и лучеиспускание, то необходимую длину кристаллизатора можно вычислить из формулы:

$$L = \frac{Wc(t_2 - t_1) + wq_c}{0,917 K \Delta t_p} \quad (109)$$

где L — длина кристаллизатора в м, t_2 — температура поступающего раствора в °C, t_1 — температура удаляемого раствора и кристаллов в °C, w — вес образовавшихся кристаллов в кг час, W — вес поступающего раствора в кг час, c — удельная теплоемкость раствора во время охлаждения, q_c — скрытая теплота кристаллизации в кал на кг образовавшихся кристаллов, K — общий коэффициент теплопередачи в кал/м²·час на 1° C разности температур раствора и охлаждающей

воды. Δt_p — средняя логарифмическая разность температур раствора и охлаждающей воды.

Значение K следует брать от 50 до 125 $\text{кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$ разности температур. Более низкие значения берутся в тех случаях, когда содержание кристаллов по отношению к маточному раствору является высоким или когда раствор очень вязок. Значение $K = 75$ относится к обычным случаям.

Пример 5. В кристаллизаторе Свенсон-Уокера нужно охладить 23%-ный раствор Na_2PO_4 с 40 до 25° С. Во время охлаждения выкристалливается соль $\text{Na}_2\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$. Желательно получать 500 кг продукта в час. Растворимость Na_2PO_4 при 25° равна 15,5 ч. безводной соли на 100 ч. воды. Удельная теплота раствора может быть взята равной 0,77, а теплота кристаллизации 1 кг продукта составляет около 33,4 кал/кг . Охлаждающая вода поступает в холодильную рубашку при 15° и нагревается до 20° С. Суммарный коэффициент теплопередачи составляет 122 $\text{кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$. Какой длины должен быть требуемый кристаллизатор?

Решение. Вес раствора, дающего 500 кг кристаллов в час, вычисляется при помощи уравнения (1). Молекулярный вес $\text{Na}_2\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ равен 380,2, молекулярный вес Na_2PO_4 равен 164,0. Если исходить из 100 кг первоначального раствора, то

$$R = 380,2 : 164,0 = 2,32; W_0 = 23,0\%; s = 15,5 \text{ и } H = 100 - 23,0 = 77,0 \text{ кг.}$$

Вес продукта, получаемого из 100 кг раствора, определяется из уравнения (1):

$$G = 2,32 \frac{100 \cdot 23,0 - 15,5 \cdot 77,0}{100 - 15,5(2,32 - 1,0)} = 32,2 \text{ кг.}$$

Для того чтобы получить выход продукта, равный 500 кг/час , требуется подача $(100/32,2) \cdot 500 = 1550 \text{ кг}$. Таким образом в уравнение (10) необходимо подставить:

$$\begin{aligned} t_2 &= 40^\circ, & W &= 1550 \text{ кг в час,} \\ t_1 &= 25^\circ, & c &= 0,77 \\ w &= 500 \text{ кг в час,} & q_c &= 33,4 \text{ кал/кг} \\ K &= 122 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}, \end{aligned}$$

$$\Delta t_p = \frac{(40 - 20) - (25 - 15)}{2,303 \lg \frac{40 - 20}{25 - 15}} = 14,5^\circ.$$

Необходимая длина кристаллизатора определяется из уравнения (10):

$$L = \frac{(1550)(0,77)(40 - 25) + (500)(33,4)}{0,917 \cdot 14,5 \cdot 122} = 21,3 \text{ м.}$$

Устанавливаем два кристаллизатора по 12 м длиной, состоящие каждый из четырех секций по 3 м.

Кристаллизатор Вульфа-Бока. Тип кристаллизатора Вульфа-Бока [Griffiths, J. Soc. Chem. Ind. 44, 7 (1925)] широко применяется в Германии и в Англии; в США он еще не применялся. Он состоит из неглубокого открытого корыта, установленного с незначительным уклоном на роликах таким образом, что его можно раскачивать в обе стороны. Близко друг к другу по длине корыта расположены поперечные перегородки, направляющие течение раствора с одного конца в другой зигзагообразно. Охлаждение осуществляется полностью естественной конвекцией, вследствие чего производительность этого аппарата меньше, чем кристаллизатора Свенсон-Уокера. К преимуществам кристаллизатора Бока следует отнести малые эксплуатационные затраты, хотя они не ниже, чем у кристаллизатора Свенсон-Уокера. Вследствие меньшей скорости охлаждения и кристаллизации аппарат Бока дает более крупные кристаллы, чем в кристаллизаторе Свенсон-Уокера. Главным недостатком этого аппарата является его малая производительность.

* **Вращающиеся барабанные кристаллизаторы типа Цана.** Вращающиеся барабанные кристаллизаторы типа Цана являются новой конструкцией, соединяющей в себе непрерывность процесса с интенсивным его проведением.

Они полностью механизированы; имеют большую производительность, сравнительно простую конструкцию и большую надежность в работе. Благодаря этим своим качествам они имеют в большинстве случаев несомненное преимущество перед другими типами кристаллизаторов, в том числе и перед качающимися. За последнее время вращающиеся барабанные кристаллизаторы получили широкое распространение для кристаллизации самых разнообразных минеральных и органических солей.

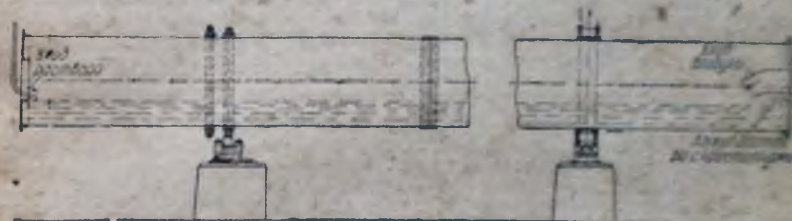


Рис. 9. Кристаллизатор Цана с воздушным охлаждением.

Кристаллизаторы с воздушным охлаждением. Обычный кристаллизатор типа Цана представляет собой железный сварной или клепаный цилиндр, расположенный под небольшим углом к горизонту, катящийся на роликовых опорах (рис. 9).

При обработке химически-активных жидкостей барабан облицовывают материалами, не поддающимися коррозии (выкладывают свинцом, алюминием, эмалируют и т. п.).

Раствор, поступающий на кристаллизацию, подводится по трубе, входящей в приподнятый конец барабана. С противоположной стороны в барабан нагнетается воздух обыкновенной температуры. Раствор медленно протекает через барабан, охлаждаясь движущимися над ним в противотоке воздухом.

Главная масса тепла отводится за счет испарения части раствора (увеличения влагосодержания проходящего воздуха). Процесс идет весьма интенсивно благодаря непосредственному соприкосновению воздуха и жидкости.

По мере охлаждения раствора из него выпадают кристаллы, передвигающиеся вдоль барабана в суспендированном состоянии.

Поверхность барабана, теряя тепло в окружающую среду, тоже является поверхностью охлаждения, и благодаря этому на ней может происходить налипание кристаллов. Для уменьшения этого крайнее желательного явления барабан изолируют или заключают в герметичный кожух, а нижнюю часть цилиндра, заполненную раствором, обогревают снаружи паровыми трубами.

При кристаллизации сильно налипающих веществ внутри барабана

¹ Добавление редактора М. И. Бейлина.

натягивают специальные канаты, непрерывно очищающие наросты кристаллов.

Размеры кристаллизаторов определяют из расчета необходимого зеркала испарения. Употребительно соотношение между диаметром и длиной, равное 1:20.

Толщина слоя жидкости в барабане, число оборотов, угол наклона определяются в зависимости от свойств кристаллизующего материала, производительности аппарата, количества подаваемого раствора, времени пребывания его в аппарате, необходимой величины кристаллов и т. д. В существующих конструкциях наклон берут от $1/75$ до $1/200$. Число оборотов 5—15 в минуту. Толщину слоя жидкости устанавливают в 100—200 мм ($1/5$ до $1/8$ диаметра).

Заводом „Прогресс“ в Бердичеве изготавливаются барабаны со следующими основными данными:

Диаметр барабана в мм . . .	600	800	1000
Длина „ „ „ . . .	12 000	16 000	20 000
Расход мощности в л. с. . .	6	8	10
Высота наклона в мм . . .	80—120		
Число оборотов в мин. . .	5—10		
Расход воздуха в м ³ в мин. .	40—100		

Производительность аппарата в весьма большой степени зависит от температуры подаваемого воздуха и его влагосодержания (времени года).

Согласно данным опытов, проведенных фирмой Цан с различными веществами, кристаллизатор диаметром в 1 м и длиной 20 м имеет следующую производительность в зависимости от времени года (табл. 7).

Таблица 7

Название продукта	Суточная производительность в кг готовой соли		Название продукта	Суточная производительность в кг готовой соли	
	зимой	летом		зимой	летом
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	10 000	5 000	KClO_4	3 000	2 500
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	5 000	3 000	KNO_3	6 500	6 000
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	6 000	3 500	NH_4NO_3	7 000	5 000
$\text{Na}_2\text{S} \cdot 9\text{H}_2\text{O}$	18 000	5 000	$(\text{NH}_4)_2\text{H}_2\text{PO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	4 000	3 000
	5 000	3 000	$\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	4 000	3 500
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	10 000	7 000	NaHSO_3	1 800	1 400
$\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	5 000	3 000	$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	4 000	2 500
$\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	7 000	5 000	$\text{NiSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	2 500	2 300
NaNO_3	5 000	4 000	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	7 000	5 000
$\text{NaC}_2\text{H}_3\text{O}_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	10 000	5 000	$\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	6 000	4 500
NaClO_3	4 800	4 000	$\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	6 000	5 000
$\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$	5 000	4 500	$\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_8$	6 000	5 000
$\text{K}_4\text{Fe}(\text{CN})_6 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	4 000	3 000			

Производительность кристаллизаторов диаметром 600 и 800 мм составляет соответственно 50 и 75% от указанных цифр.

Кристаллизаторы с водяным охлаждением. Вращающиеся барабанные кристаллизаторы с водяным охлаждением отличаются от воздушных устройств водяной рубашки, окружающей

барабан снаружи. Вход и выход воды осуществляется в торцевых стенках (рис. 10).

Охлаждаемые водой кристаллизаторы применимы в тех случаях, когда охлаждения воздухом бывает недостаточно.

По сравнению с воздушными они имеют тот недостаток, что получаемый кристалл более мелок и надлиплив из стенок может быть весьма большим. Преимуществом их является большая скорость охлаждения, а следовательно меньшие габариты и стоимость. Обслуживает расход энергии на подачу воздуха.

Диаметр барабана в мм . . .	300	400	500
Длина „ „ „ . . .	6000	8000	10 000
Число оборотов в мин.	10—15		
Высота наклона в мм	50		
Расход мощности в л. с.	1,5	2	2,5
Расход воды	от 3 до 5 м ³ на 1 м ² кристалла диализуемой жидкости		



Рис. 10. Кристаллизатор Цана с водяным охлаждением.

Производительность кристаллизатора диаметром 500 и $l = 10 000$ мм для ряда веществ, по данным фирмы Цана, показана в табл. 8.

Таблица 8.

Название продукта	Производительность в кг сутки	Название продукта	Производительность в кг сутки
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	12 000	$\text{K}_4\text{Fe}(\text{CN})_6 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	3 000
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	12 000	$\text{KAl}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	3 000
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	12 000	$\text{KClO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	4 500
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	12 000	NaHSO_3	1 800
NaNO_3	13 000	$\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	12 000
KNO_3	14 000	$\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_8 \cdot \text{H}_2\text{O}$	1 500
KCl	9 000	Количество перерабатываемого раствора в м ³ сутки	5

Производительность кристаллизатора диаметром 300 и 440 мм выражается соответственно примерно в 50 и 66% от приведенных значений.

Кристаллизатор Джеремиссен или Осло. Идея подобного типа кристаллизатора логически вытекает из теории Майера и ее использования при решении проблемы получения больших кристаллов. Принцип этого кристаллизатора заключается в выращивании кристаллов сульфидированными в таком растворе, который пересыщен, но не

лабилен, т. е. достаточно стабилен. Согласно теории Майера при этих условиях вещество из раствора в процессе кристаллизации должно осаждаться лишь на поверхности уже образовавшихся кристаллов без образования новых зародышей, чем и достигается получение крупных кристаллов.

Схема этого кристаллизатора дана на рис. 11. Главными частями аппарата являются: кристаллизатор *A*, выпарной аппарат *B*, подогреватель *C*, сборник для кристаллов *D* и насос *E*. Почти насыщенный раствор примерно при точке кипения проходит сверху кристаллизатора *A* через подогреватель *C*. Насос *E* подает раствор в выпарной аппарат *B* через трубопровод *F*. В аппарате *B* испаряется небольшое количество жидкости, затем раствор стекает вниз через трубопровод *G*; к этому времени он уже является слегка пересыщенным. На дне кристаллизатора *A* имеется фильтр *H*. Из трубы *G* раствор поступает вверх через фильтр, находящийся в дне сосуда; масса кристаллов поддерживается во взвешенном состоянии потоком раствора, идущего вверх. Кристаллы растут за счет избытка растворенного вещества из пересыщенного раствора, доставляемого выпарным аппаратом. Лишний кристаллов раствор перетекает в подогреватель *C*, и цикл начинается снова. Большие кристаллы собираются около дна кристаллизатора *A* и периодически передаются в промежуточный бачок *D* через клапан *J*. Начальный раствор непрерывно или периодически поступает в аппарат через трубу *K*.

Размер кристаллов, получаемых в кристаллизаторе Осло, может регулироваться в широких пределах. Кристаллы большей частью получаются округленные, реже острогранные.

Этот кристаллизатор обычно изготавливается из меди или железа, однако при необходимости могут быть применены и другие металлы, устойчивые в отношении коррозии. Внутренняя поверхность кристаллизатора должна быть очень гладкой во избежание образования новых кристаллизационных центров вследствие трения кристаллов. Этот аппарат применялся некоторое время в Европе для кристаллизации таких веществ, как сульфат цинка, сульфат меди, сульфат натрия и хлористый натрий.

Кристаллизатор Говарда. Этот кристаллизатор схематически представлен на рис. 12. Он состоит в основном из вертикального конуса *A*, через который раствор течет снизу вверх. Раствор охлаждается посредством наружной охлаждающей рубашки *B* и внутреннего охлаждающего конуса *C*. Раствор поступает в кристаллизатор через трубопровод *D*. Образующиеся кристаллы поддерживаются в растворе во взвешенном состоянии идущим снизу вверх потоком жидкости. Площадь поперечного сечения кристаллизатора по мере продвижения раствора вверх увеличивается, почему скорость потока падает; в верхней части она настолько мала, что мелкие кристаллы могут осаждаться. У дна кристаллизатора скорость раствора значительно больше, и здесь осаждаются только наиболее крупные кристаллы. Аппарат действует наподобие классификатора с двумя конусами (см. т. II, отдел „Классификация“). Наиболее крупные кристаллы попадают в сосуд *G*, снабженный рубашкой с горячей водой для предотвращения дальнейшей кристаллизации. Кристаллы вместе с некоторым количеством маточного раствора удаляются через *E*. Остальной маточный раствор удаляется через *H*. Верхняя часть

кристаллизатора снабжена нагревательным элементом *I*, так что маточный раствор, стекающий через *H*, может быть снова использован.

Вакуум-кристаллизаторы. Предположим, что горячий насыщенный раствор поступает в закрытый сосуд, в котором поддерживается вакуум, соответствующий более низкой температуре кипения, чем температура поступающего раствора; тогда последний начнет быстро испаряться и охладится до температуры, соответствующей данному



Рис. 11. Кристаллизатор Джерминсена или Осло.



Рис. 12. Кристаллизатор Говарда.

вакууму. Если растворимость твердого вещества, находящегося в растворе, с понижением температуры уменьшается, то охлаждение вызовет кристаллизацию. Кристаллизация происходит не только благодаря охлаждению раствора, но и вследствие испарения части растворителя.

Кристаллизаторы вышеуказанного типа являются сравнительно новыми и применяются только на нескольких новых предприятиях в США. Эти установки работают настолько успешно, что аппараты эти безусловно будут быстро распространяться.

Вакуум-кристаллизатор прост по своей конструкции и не имеет подвижных частей. Он может быть построен из кислотостой-

ных материалов и даже из металлов, покрытых свинцом или резиной. Этот аппарат может иметь любую производительность. Применением пароструйных эжекторов можно достигнуть довольно низких температур и поэтому получать очень большие выходы при минимальном количестве остаточного маточного раствора. Типичный вакуум-кристаллизатор изображен на рис. 13.

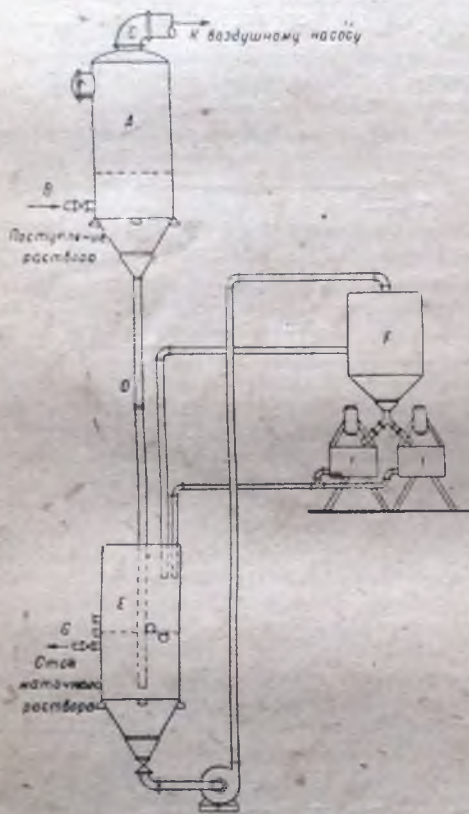


Рис. 13. Вакуум-кристаллизатор.

сталлов из вакуум-кристаллизатора может быть вычислен по формуле:

$$G = \frac{R [100W_0 - s(H_0 - E)]}{100 - s(R - 1)}, \quad (11)$$

где G означает вес осажженных кристаллов в кг; W_0 — вес безводного растворенного вещества одной партии в кг; s — растворимость твердого вещества при данной температуре в процентах безводного растворенного вещества от общего количества воды; H_0 — общий вес растворителя в первоначальной партии в кг; E — количество испарен-

ного растворителя в кг; R — отношение молекулярного веса водной соли к таковому же безводной соли.

Величина E — вес выпаренного растворителя — определяется из формулы:

$$E = \frac{(W_0 + H_0)(c \Delta t) [100 - s(R - 1)] + q_c R [100W_0 + sH_0]}{\lambda [100 - s(R - 1)] - q_c R s}, \quad (12)$$

где c — удельная теплота поступающего раствора; Δt — разность температур поступающего и выходящего раствора в °C; q_c — теплота кристаллизации в кал на 1 кг получаемого продукта; λ — средняя скрытая теплота испарения растворителя при температуре выходящего раствора в кал/кг.

При интенсивном перемешивании раствора в кристаллизаторе его температура при выходе должна соответствовать температуре кипения растворителя под давлением, существующим в кристаллизаторе, плюс повышение точки кипения раствора.

Пример 6. В непрерывно действующий вакуум-кристаллизатор поступает 50 000 кг 27%-ного раствора $MgSO_4$ в час. Поступающий раствор имеет температуру 30°. Абсолютное давление в кристаллизаторе составляет 10 мм рт. ст., повышение точки кипения раствора составляет 2,8°. Точка кипения воды при давлении в 10 мм рт. ст. равна 11,7°; температура выгружаемого продукта равна поэтому 11,7 + 2,8 = 14,5°. Скрытая теплота испарения воды из раствора при данной температуре составляет 600,5 ккал/кг. Теплоемкость раствора равна 0,74, а теплота кристаллизации образовавшегося продукта ($MgSO_4 \cdot 7H_2O$) равна 15,57 ккал на 1 кг выкристаллизованной соли. Растворимость $MgSO_4$ при 14,5° равна 32,6 г на 100 г воды. Сколько воды испарится в кристаллизаторе в час? Чему равен выход $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ в час?

Решение. Числовые значения, которые должны быть подставлены в уравнениях (11) и (12), равны:

$$R = \frac{\text{мол. вес } MgSO_4 \cdot 7H_2O}{\text{мол. вес } MgSO_4} = \frac{246,5}{120,4} = 2,045.$$

$$W_0 = (0,27) (50\,000) = 13\,500 \text{ кг}; \quad s = 32,6 \text{ кг } MgSO_4 \text{ на } 100 \text{ кг воды}; \quad H_0 = (0,73) (50\,000) = 36\,500 \text{ кг}; \quad \Delta t = 30^\circ - 14,5^\circ = 15,5^\circ; \quad c = 0,74; \quad q_c = 15,57 \text{ ккал/кг}; \quad \lambda = 600,5 \text{ ккал/кг}.$$

Тогда:

$$(W_0 + H_0) \cdot (c \Delta t) \cdot [100 - s(R - 1)] = (50\,000) (0,74) (15,5) [100 - 32,6 (2,045 - 1)] = 36\,500\,000$$

$$q_c R [100 W_0 - s H_0] = (15,57) (2,045) [(100) (13\,500) - (32,6) (36\,500)] = 5\,099\,000$$

$$\lambda [100 - s(R - 1)] = 600,5 [100 - 32,6 (2,045 - 1)] = 39\,510.$$

Согласно уравнению (12) величина испарения составит:

$$E = \frac{36\,500\,000 + 5\,099\,000}{39\,510 + (15,57) (2,045) (32,6)} = 1090 \text{ кг/час}.$$

Выход продукта получается из уравнения (11):

$$G = \frac{2,045 [(100) (13\,500) - 32,6 (36\,500 - 1090)]}{100 - 32,6 (2,045 - 1)} = 6060 \text{ кг}.$$

VII. РАБОТА КРИСТАЛЛИЗАТОРА И ЕГО ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ

Контроль кристаллизаторов. При применении кристаллизационных сборников с естественным охлаждением очевидно нет возможности регулировать процесс образования кристаллов или скорость их роста за исключением случая применения соответствующей изоляции или изменения отношения поверхности сборника к его объему. Однако в кристаллизаторах других типов в известной мере возможно регулировать этот процесс. В общем найдено, что чем быстрее происходит охлаждение раствора при температуре, соответствующей

его насыщению, тем больше будет количество образовавшихся зародышей кристаллов и тем меньше их размеры. При слишком быстром изменении температуры насыщенного раствора может образоваться такое количество зародышей кристаллов, что оставшегося в растворе вещества нехватит для их выращивания до желаемой величины. Следовательно при температуре образования кристаллов охлаждение должно протекать наиболее умеренно. При применении непрерывнодействующего кристаллизатора, например типа Свенсон-Уокера, и при условии, что температура раствора во входном конце кристаллизатора ниже температуры насыщения, внезапное охлаждение вызовет образование чрезвычайно большого количества кристаллов очень мелких размеров. Поэтому желательно поддерживать температуру раствора входного конца несколько выше температуры насыщения, для того чтобы в этом месте не было резкого температурного скачка.

После того как кристаллы уже образовались, крайне важно поддерживать скорость кристаллизации на таком уровне, чтобы все выпадающее вещество отлагалось лишь на существующих кристаллах без образования новых зародышей. Это осуществляется в кристаллизаторе Вульфа-Бока, имеющем медленное охлаждение воздухом, и поэтому этот тип кристаллизатора обычно дает крупные кристаллы. В кристаллизаторе Свенсон-Уокера скорость охлаждения должна быть по возможности более равномерной, хотя она может быть снижена в точке образования кристаллов. При кристаллизации большинства обычных солей выделяется значительное количество тепла. Эта теплота кристаллизации может во много раз превысить то количество тепла, которое необходимо удалить из раствора для его охлаждения. В месте образования кристаллов выделяется большее количество тепла, нежели в какой-либо другой части кристаллизатора. Поэтому для достижения более равномерного снижения температуры необходимо подводить больше охлаждающей воды к этой части кристаллизатора. Если масса становится слишком густой вследствие образования чрезмерного количества кристаллов по сравнению с количеством маточного раствора, или если маточный раствор становится чересчур вязким вследствие слишком низкой температуры, или если какая-нибудь другая причина препятствует свободному движению кристаллов через маточный раствор, то дальнейшее охлаждение раствора будет несомненно сопряжено с образованием новых зародышей кристаллов вместо выделения вещества на существующих кристаллах путем диффузии его через раствор к граням кристаллов. По этой причине конечная концентрация и конечная температура не могут быть доведены до крайнего предела в каком бы то ни было кристаллизаторе, не вызывая образования нежелательного количества мелких кристаллов. Другой причиной оставления соответствующего количества маточного раствора в продукте является необходимость предотвращения кристаллизации нежелательных примесей.

Производительность и наиболее выгодные размеры кристаллизаторов. Емкость кристаллизатора главным образом определяется желаемой величиной кристаллов, если только не идет речь об очень мелких кристаллах.

Чем крупнее должны быть кристаллы, тем медленнее должен идти процесс кристаллизации независимо от типа применяемого кристаллизатора. В настоящее время еще не разработан метод для предва-

рительного определения этих скоростей. В каждом отдельном случае процесс кристаллизации должен быть предварительно проверен экспериментально для заданных условий, и на основании полученных результатов устанавливается производительность кристаллизатора. В тех случаях, когда требуется мелкокристаллический продукт, производительность кристаллизатора определяется величиной поверхности теплопередачи. Это особенно относится к кристаллизатору Свенсон-Уокера.

При кристаллизации в баках следует выбирать аппарат такой емкости, чтобы скорость тепловых потерь соответствовала скорости охлаждения, требуемого для получения кристаллов правильной формы и нужных размеров. В случае кристаллизатора типа Свенсон-Уокера количество установленных секций, работающих одновременно, зависит от допускаемой скорости кристаллизации и от величины теплопередачи. Для большинства неорганических солей, как например для фосфорнокислого натрия (Na_3PO_4), глауберовой соли и др., можно получить от 5 до 15 т в день на один аппарат при условии, что выделяемая теплота может достаточно быстро поглощаться охлаждающей водой. Производительность вакуум-кристаллизатора при работе без затраты энергии зависит либо скоростью парообразования, либо временем, необходимым для соответствующего выращивания кристаллов до желаемых размеров. Можно уверенно принять величину испарения в 150 кг час на 1 м² поверхности испарения. Однако при применении подобной скорости по всей вероятности кристаллы получатся очень мелкими, так как скорость кристаллизации, как известно, регулирует рост кристалла.

IX. СПЕКАНИЕ КРИСТАЛЛОВ

Весьма отрицательным свойством, часто наблюдаемым в кристаллических продуктах, является их склонность спекаться или слеживаться. Это явление имеет место при хранении в кучах, в бочках и, что неприятнее всего, в пакетах. Степень спекания кристаллов весьма различна: от слабого слипания, при котором кристаллы легко развести давлением пальцев, до образования твердых комков, которые могут быть раздроблены только применением значительной силы. Так как потребитель требует, чтобы продукт свободно высыпался из упаковки, то проблема предотвращения спекания кристаллов является очень важной для производителя.

Критическая влажность. Точно так же как упругость водяных паров определяется температурой, так и упругость паров любого раствора обусловлена его температурой, причем величина эта несколько ниже упругости паров воды при той же температуре. Если насыщенный раствор находится в соприкосновении с воздухом, в котором парциальная упругость водяных паров меньше упругости паров раствора, то раствор будет испаряться. Если же воздух содержит больше влаги, чем это предельное количество, то раствор будет поглощать из него воду до тех пор, пока упругость его паров не сравняется с парциальным давлением влажного воздуха, с которым он соприкасается. Если кристалл растворимой соли соприкасается с воздухом, содержащим меньше влаги, чем то количество, которое соответствует моменту равновесия с насыщенным раствором, то кристалл остается сухим, так как если бы он даже был окружен

соем раствора, то из этого раствора неизбежно должна была бы испаряться вода. С другой стороны, если кристалл соприкасается с воздухом, который содержит больше влаги, чем то количество, которое соответствует его равновесию с насыщенным раствором, то кристалл будет сильно увлажняться, и с течением времени наступит полное его растворение, причем раствор станет настолько разбавленным, насколько это необходимо для равновесия с воздухом.

Давление паров раствора при обычной температуре помещения изменяется таким образом, что оно составляет известный процент от давления водяных паров при той же температуре. Например насыщенный раствор хлористого натрия имеет давление водяных паров, равное приблизительно 80% давления водяных паров при той же температуре. Поэтому если хлористый натрий приходит в соприкосновение с воздухом с относительной влажностью, превышающей 80%, то он поглощает воду, в то время как при его соприкосновении с воздухом, обладающим меньшей относительной влажностью, чем 80%, он остается сухим. Отсюда вытекает понятие о критической влажности твердой соли. Это та влажность, выше которой твердая соль всегда поглощает влагу и ниже которой она всегда остается сухой. Если кристалл содержит примеси, попавшие в него из маточного раствора, из которого он был осажден (в случае хлористого натрия эти примеси могут состоять из хлористого кальция и хлористого магния), то его критическая влажность может быть выше или ниже, чем у чистой соли, смотря по тому, образуют ли эти примеси растворы, обладающие большим или меньшим давлением паров, чем у самой соли. Следовательно критическая влажность технического продукта может значительно отличаться от критической влажности чистого вещества.

Предотвращение спекания. Если пробу хлористого натрия подвергать в течение короткого времени действию воздуха с влажностью выше критической, а затем поместить в воздух с влажностью ниже критической, то в течение первого периода он поглотит некоторое количество влаги, а во втором — снова отдаст ее. Если кристаллы крупные, то они соприкасаются между собой в относительно немногих точках и образуют большие свободные промежутки, поэтому при частичном растворении и испарении срастание кристаллов будет вероятно незначительно при условии, что действие влажного воздуха было не слишком продолжительным. Если же, наоборот, кристаллы очень мелки или свободных промежутков между ними мало, или они долго соприкасались с влажным воздухом, то они поглотят достаточное количество влаги для заполнения свободных промежуточных пространств насыщенным раствором. При последующем испарении раствора кристаллы срастутся в плотную массу. Следовательно в целях предотвращения спекания кристаллов необходимо создать следующие условия:

- 1) возможно высокую критическую влажность;
- 2) равномерность величины зерен кристаллов с максимальным объемом пустот между кристаллами и возможно меньшим количеством точек соприкосновения;
- 3) покрытие порошкообразным инертным материалом, способным поглощать значительные количества влаги.

Первое условие (максимальная критическая влажность) часто

достигается удалением посторонних примесей, например хлористого кальция в случае поваренной соли, свободной кислоты при кристаллизации солей из кислых растворов и т. д. Часто случается, что примеси имеют более низкую критическую влажность, чем обрабатываемый продукт, но это явление совершенно случайного характера. Для увеличения объема пустот наиболее важное значение имеет равномерность формы и величины кристаллов, а не их абсолютная величина. Для кристаллов определенной и равномерной формы объем свободного пространства не зависит от величины зерен. Уменьшение же кристаллов разной величины быстро уменьшает свободный объем. С другой стороны, мелкие кристаллы имеют больше точек соприкосновения на единицу объема, чем крупные кристаллы, следовательно они имеют также большую склонность к спеканию. Третий путь — вспомогательные средства — редко применим. Примером его применения может служить добавление к поваренной соли пылевидной магнезии или трифосфорнокислого кальция или обсыпание хлористого хлористого кальция (25% воды) пылью безводного хлористого кальция.

Некоторые водные соли имеют точку плавления, настолько близкую к комнатной температуре, что они должны иногда храниться при условиях, при которых уже начинается плавление. В данном случае остаются в силе приведенные выше соображения, так как если свободные промежутки между частицами больше или число точек соприкосновения кристаллов мало, то количество расплавленного вещества недостаточно для того, чтобы соединить кристаллы при повторном затвердевании. Если же благодаря чрезмерно малой величине кристаллов или вследствие различных размеров свободные промежутки сильно уменьшены или число точек соприкосновения возросло, то кристаллы могут при затвердевании плотно срастаться. В этом случае можно частично устранить спекание путем покрытия кристаллов каким-либо порошком. В случае гидратированных солей можно получить этот порошок из самой соли, высушив ее настолько, что очень тонкий поверхностный слой будет обезвожен.

ОТДЕЛ ПЯТЫЙ

УВЛАЖНЕНИЕ

СОСТАВЛЕН Ж. ГИЛЛЕНОМ (G. HILLEN)

ПЕРЕВОД Л. Н. ДАВИДЕНКОВОЙ

ПОД РЕДАКЦИЕЙ П. Г. РОМАНКОВА

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.		Стр.
I. Физические основы	403	Системы осушки	425
Осушка	—	Установка для кондиционирова-	
Увлажнение	404	ния воздуха	427
II. Определения	405	VII. Приборы для регулирования	
III. Психрометрическая диаграмма	410	влажности	428
IV. Определение влажности	412	Терморегуляторы	—
Метод точки росы	—	Гигростаты	429
Метод мокрого термометра . . .	413	Регулировка влажности	430
Метод теплопроводности	—	Характеристика и стоимость	
Волосной гигрометр	414	установок для кондиционирова-	
V. Кондиционирование воздуха .	—	ния воздуха	432
VI. Установки для кондициониро-		VIII. Градири и охладительные	
вания воздуха	420	бассейны	—
Камерные увлажнители	—	Основные положения	—
Местные увлажнители	423	Градири	433
Сравнение местной и камерной		Охладительные бассейны	437
систем	424		

ЛИТЕРАТУРА

- Heating, Piping and Air Conditioning Magazine, November 1929. The Control of Humidity and Temperature as Applied to Manufacturing Processes and Human Comfort (Регулирование влажности и температуры в приложениях к производственным процессам и условиям гигиены), Willis H. Carrier.
- Marks, Mechanical Engineers Handbook (Справочник инженера-механика), McGraw-Hill, New York 1930.
- Kent, Mechanical Engineers Handbook (Справочник инженера-механика), 10-th ed., John Wiley & Sons, New York 1923.
- Cooling Tower Company Inc., New York, Carrier Engineering Corporation, Newark, N. J.
- Carrier and Lindsay, Temperatures of Evaporation of Water into Air (Температуры испарения воды в воздух), Bull., Carrier Engineering Corporation.
- Carrier and Busey, Air Conditioning Apparatus (Аппараты для кондиционирования воздуха).
- Kastner, Luftbefeuchtungsanlagen (Установки для увлажнения воздуха), Oldenburg, München und Berlin 1931.
- Уокер, Льюис, Мак Адамс, Типовая химическая аппаратура, вып. II, гл. XI, Госхимтехиздат, Л. 1934.
- Бэджер и Мак-Кэб, Основные процессы и аппараты химических производств, гл. VII, Госхимтехиздат, М. 1934.
- Благов, Градиры, ОНТИ 1933.
- Макеев, Конденсационные устройства паросиловых установок, 1930.
- Радциг, Теория и расчет конденсационных устройств, 1930.
- Арефьев, Методы расчета башенных охладителей при переменном режиме, «Известия ВТИ» 1931, № 2.
- Бутаков, Охлаждение циркуляционных вод, «Вестник металлопромышленности», 1930, № 11—12.

ОБОЗНАЧЕНИЯ, ПРИНЯТЫЕ В ОТДЕЛЕ „УВЛАЖНЕНИЕ“

w — скорость переноса пара	кг/час
q_s — скорость переноса физической теплоты	ккал/час
q_T — скорость переноса всей теплоты	ккал/час
K — коэффициент переноса (диффузии) пара	кг/м ² ·час на 1 ат разности парциальных давлений
α — коэффициент теплопередачи	ккал/м ² ·час·град
S — поверхность	м ²
Δp_m — средняя разность парциальных давлений	ат
Δt_m — средняя разность температур	°C
r — скрытая теплота испарения	ккал/кг
P — общее давление смеси	кг/м ²
V — влажный объем 1 кг сухого воздуха	м ³
T — абсолютная температура	°K
t — температура	°C
φ — степень насыщения	—
p — парциальное давление	кг/м ²
P_0 — газовая константа для воздуха	кг·м
C — теплоемкость	ккал/кг·град
x — влагосодержание воздуха	кг/кг

Целый ряд производственных процессов основан на изменении влагосодержания и температуры газа вследствие его соприкосновения с жидкостью.

Самочувствие человека зависит от температуры его тела, которая частично регулируется с помощью испарения, поэтому для хорошего самочувствия и здоровья человека необходимо соответствующее влагосодержание окружающего воздуха. Выделка ряда материалов, как например текстиля, кожи, бумаги и искусственного шелка, дает наилучшие результаты при определенном влагосодержании воздуха, так как от него зависит влагосодержание самих материалов. Отсюда возникла необходимость в кондиционировании воздуха, т. е. в регулировании его влагосодержания и температуры. Когда необходимо увеличить содержание влаги в сухом воздухе, пользуются увлажнителями, тогда как осушители употребляются для понижения влагосодержания.

Так как испарение жидкости сопровождается поглощением тепла, то процесс увлажнения обычно ведет к охлаждению жидкости. На этом явлении основана работа градирен и охладительных бассейнов, охлаждающих воду.

Задачей настоящей статьи является изложение основных принципов увлажнения и осушки, методов определения влажности, описание установок для кондиционирования воздуха и сообщение данных для проектирования.

1. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ

Увлажнение представляет собой процесс испарения жидкости в газовую фазу, являющийся по существу переносом в основную массу газа (путем диффузии и конвекции) молекул пара из газового слоя, соприкасающегося с жидкостью, в котором парциальное давление пара такое же, как и в жидкости. Осушкой называется процесс конденсации пара из его смеси с неконденсирующимся газом, т. е. процесс, противоположный увлажнению. Процесс осушки заключается в переходе пара из основной массы газа в газовый слой, находящийся над жидкостью, что происходит вследствие разности парциальных давлений. Во время увлажнения или осушки происходит изменение температуры жидкости и газа вследствие теплообмена между жидкостью и парогазовой смесью за счет скрытой теплоты испарения, которую отдает или получает пар, меняющий свое агрегатное состояние.

Осушка. При осушке воздуха поверхность жидкости холоднее парогазовой смеси, и поэтому как скрытая теплота конденсации пара, так и физическая теплота должны быть восприняты поверхностью воды. Это тепло передается через пленку воды более холодной поверхности, как в трубчатых осушителях, или непосредственно охлаждающей воде, как в осушителях разбрызгивающего типа.

Скорость перехода пара из газа (диффузией и конвекцией) зависит от средней разности парциальных давлений пара в смеси и над жидкостью, в то время как скорость передачи физической теплоты зависит от средней разности температур между парогазовой смесью и жидкостью. Таким образом охлаждение газового потока рассчитывается по теплопереходу физической теплоты и не зависит от конденсации пара. Основные уравнения процесса осушки следующие:

$$w = K \cdot S \cdot \Delta p_m, \quad (1)$$

$$q_s = \alpha \cdot S \cdot \Delta t_m, \quad (2)$$

$$q_T = q_s + w \cdot r, \quad (3)$$

где w — скорость переноса пара в кг/час,

q_s — скорость переноса физической теплоты в кал/час,

q_T — скорость переноса всей теплоты в кал/час,

K — коэффициент переноса пара в кг/час · м² на 1 ат разности парциальных давлений,

α — коэффициент теплопередачи в кал/м² · час · °С,

S — поверхность в м²,

Δp_m — средняя разность парциальных давлений в ат,

Δt_m — средняя разность температур в °С,

r — скрытая теплота испарения при температуре жидкости кал/кг.

Увлажнение. При процессе увлажнения пары переходят от жидкости к газу вследствие разности парциальных давлений. Но так как газ может быть теплее или холоднее жидкости, то физическая теплота может передаваться в том или ином направлении. Основными уравнениями для количественного определения испарившейся жидкости и переноса физической теплоты являются те же уравнения, что и для процесса осушки [см. уравнения (1) и (2)]. Когда жидкость теплее, чем газ, пользуются уравнением (3), и вся передаваемая теплота идет от жидкости. Когда газ теплее, чем жидкость, физическая теплота его переходит к жидкости, в то время как скрытая теплота испарения отнимается от нее и количество тепла, затрачиваемое на процесс увлажнения, определяется разностью двух членов уравнения (3).

Специальный случай „адиабатического увлажнения“ имеет место тогда, когда газ ровно настолько теплее жидкости, что скрытая теплота испарения полностью доставляется переносимой физической теплотой газа и поэтому здесь отсутствует передача тепла через жидкость¹.

В этом случае

$$q_s = wr$$

или

$$\alpha \cdot S \cdot \Delta t_m = KS \Delta p_m r. \quad (4)$$

Случай адиабатического увлажнения будет разобран ниже, при рассмотрении психрометрической диаграммы.

¹ Поскольку процесс увлажнения в этом случае идет при постоянном тепло-содержании парогазовой смеси, целесообразнее было бы пользоваться термином „изобатическое увлажнение“. Прим. ред.

II. ОПРЕДЕЛЕНИЯ

Система единиц, предложенная Гросвенором (Осушитель) и применяемая Уокером, Льюисом и Мак Адамсом („Таблица химической аппаратура“) и Бэджером и Мак Кэбом („Основные

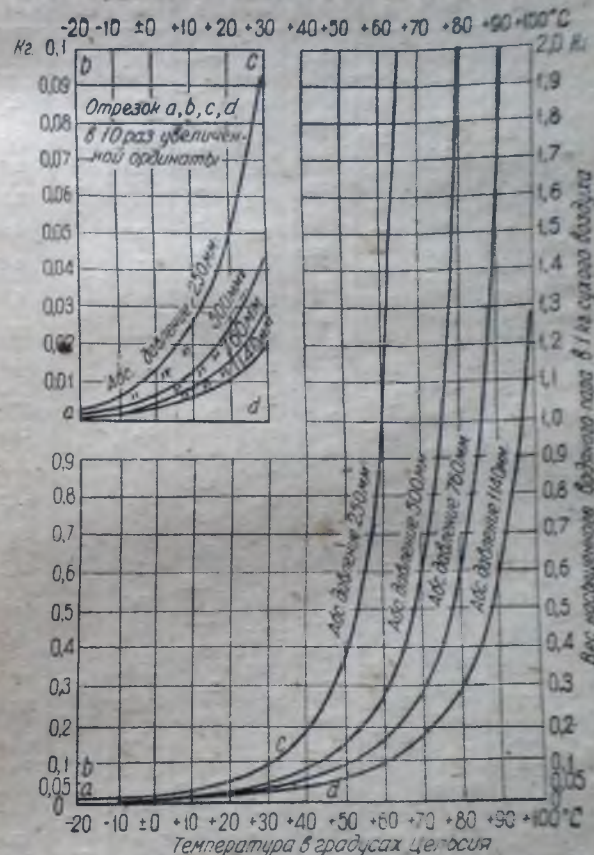


Рис. 1. Вес насыщенного водяного пара, содержащегося в 1 кг сухого воздуха при разной температуре и при абсолютных давлениях 254, 500, 760 и 1140 мм рт. ст.

процессы и аппараты химических производств*), приводятся ниже с соответствующими значениями величин, принятыми в практике кондиционирования воздуха (см. табл. 1 и рис. 1).

Таб

(Вспомогательные таблицы

Теплоемкости J и влагосодержания d влажного воздуха на 1 кг содер

t °C	100		90		80		70		60		50	
	J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	J	d
-15	-2,95	1,04	-3,04	0,94	-3,10	0,83	-3,16	0,73	-3,23	0,62	-3,29	0,52
-10	-1,43	1,63	-1,53	1,47	-1,63	1,30	-1,78	1,14	-1,82	0,98	-1,91	0,82
-5	0,30	2,52	0,15	2,27	0,00	2,02	-0,15	1,76	-0,30	1,51	-0,45	1,26
0	2,30	3,85	2,06	3,46	1,83	3,07	1,61	2,69	1,37	2,30	1,15	1,92
5	4,10	5,51	4,16	4,95	3,83	4,40	3,50	3,85	3,17	3,29	2,84	2,74
10	7,08	7,78	6,60	7,00	6,13	6,21	5,66	5,43	4,65	4,72	3,87	3,57
15	10,15	10,86	9,48	9,76	8,82	8,56	8,16	7,56	6,47	6,84	5,38	5,38
20	13,88	15,01	12,95	13,46	12,02	11,94	11,10	10,42	8,91	9,28	7,41	7,41
25	18,45	20,50	17,17	18,39	15,89	16,29	14,63	14,21	13,37	12,14	10,08	10,08
30	24,14	27,78	22,38	24,89	20,63	22,03	18,90	19,19	17,11	16,37	13,59	13,59
35	31,27	37,37	28,86	33,43	26,48	29,54	24,13	25,70	21,80	21,90	18,14	18,14
40	40,31	49,98	37,02	44,62	33,78	39,35	30,59	34,16	27,45	29,95	24,03	24,03
45	51,86	66,57	47,36	59,28	42,96	52,14	38,65	45,15	34,43	38,31	31,60	31,60
50	66,74	88,42	61,58	78,47	54,59	68,79	48,76	59,38	43,08	50,21	37,56	41,29
55	85,18	117,50	77,69	103,80	69,49	88,82	61,58	77,86	53,94	65,57	53,70	53,70
60	112,55	156,64	100,15	137,54	88,82	119,35	78,01	102,00	67,68	85,44	69,61	69,61
65	147,15	210,31	130,19	183,15	114,27	157,69	99,32	133,77	85,24	111,96	89,95	89,95
70	196,30	285,99	171,37	246,21	148,49	209,73	127,43	176,15	107,38	145,16	116,33	116,33
75	268,23	397,29	229,89	336,37	195,84	282,25	165,37	233,85	137,95	191,31	150,96	150,96
80	360,22	571,94	317,27	471,60	263,90	387,06	218,09	314,53	178,35	251,62	196,55	196,55
85	574,83	874,65	459,03	691,72	368,15	548,25	294,96	432,75	234,77	337,78	258,35	258,35
90	981,06	1506,85	719,78	1097,51	542,29	814,24	413,93	616,33	316,82	463,62	344,13	344,13
95	1330,34	2071,68	981,06	1341,84	719,78	1097,51	542,29	814,24	413,93	616,33	344,13	344,13
99,4	∞	∞	3710,31	5761,26	2555,95	1488,73	977,28	636,11	955,60	431,56	636,07	636,07
100	∞	∞	5707,78	8754,47	2554,20	1487,82	977,26	636,18	955,06	431,68	635,76	635,76
110	∞	∞	3726,23	5736,61	2546,41	1483,54	964,38	641,28	952,42	436,01	634,12	634,12
120	∞	∞	3745,45	5720,56	2539,85	1479,85	950,17	646,79	950,17	440,46	632,71	632,71
130	∞	∞	3765,41	5706,63	2533,97	1476,53	948,23	648,23	948,23	445,01	631,48	631,48

лица 1¹

для влажного воздуха)

жащегося в нем сухого воздуха при барометрическом давлении 745 мм Нг

40		30		20		10		5		0		t °C
J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	
-3,35	0,42	-3,41	0,31	-3,47	0,21	-3,53	0,10	-3,58	0,05	-3,63	0,00	-10
-2,51	0,65	-2,11	0,49	-2,20	0,33	-2,30	0,16	-2,40	0,08	-2,50	0,00	-5
-0,60	1,01	-0,75	0,75	-0,90	0,50	-1,05	0,25	-1,12	0,13	-1,20	0,00	0
0,91	1,53	0,69	1,15	0,45	0,77	0,23	0,38	0,17	0,19	0,00	0,00	5
2,51	2,19	2,18	1,64	1,84	1,09	1,58	0,55	1,26	0,27	1,20	0,00	10
4,25	3,09	3,78	2,31	3,32	1,54	2,86	0,77	2,62	0,28	2,30	0,00	15
6,19	4,31	5,54	3,22	4,88	2,14	4,24	1,07	3,91	0,53	3,60	0,00	20
8,37	5,91	7,47	4,42	6,57	2,94	5,68	1,47	5,28	0,78	4,70	0,00	25
10,88	8,04	9,64	6,01	8,42	3,99	7,21	2,00	6,59	1,20	5,80	0,00	30
13,79	10,82	12,12	8,08	10,46	5,36	8,82	2,67	8,00	1,80	7,10	0,00	35
17,23	14,43	14,98	10,76	12,76	7,13	10,56	3,55	9,47	2,50	8,20	0,00	40
21,31	19,07	18,32	14,20	15,37	9,49	14,53	4,06	12,59	2,72	10,70	0,00	45
26,23	25,03	22,25	18,58	18,30	12,27	18,53	6,07	14,40	3,02	12,70	0,00	50
32,18	32,00	26,93	24,13	21,82	15,38	24,54	7,84	18,34	3,90	15,80	0,00	55
39,45	42,24	32,55	31,15	25,89	19,43	30,67	10,06	22,39	4,98	18,80	0,00	60
48,33	54,45	39,33	39,98	30,67	26,10	36,80	12,78	26,44	6,33	21,80	0,00	65
59,43	70,02	47,58	51,08	36,35	33,15	43,93	16,14	32,59	7,97	25,80	0,00	70
73,24	89,83	57,99	65,03	43,13	41,30	51,06	20,33	39,67	9,97	30,80	0,00	75
90,64	115,21	70,08	82,60	51,26	52,74	61,07	25,30	48,80	12,60	36,80	0,00	80
112,82	147,96	85,51	104,77	61,07	66,15	73,62	31,41	58,90	15,70	43,80	0,00	85
141,65	190,95	104,92	133,67	87,61	82,83	90,54	38,84	73,00	19,80	51,80	0,00	90
179,69	248,12	129,73	169,34	103,54	97,06	108,25	47,81	88,00	24,90	60,80	0,00	95
231,61	326,60	161,43	216,75	125,31	115,68	129,55	58,88	108,00	31,00	70,80	0,00	100
295,35	423,39	198,35	271,75	158,03	145,23	161,00	70,23	138,00	38,24	80,80	0,00	105
305,50	423,21	201,62	271,66	157,90	144,90	160,80	70,00	137,80	38,00	80,60	0,00	110
303,02	422,19	204,94	271,05	157,70	144,70	160,60	69,80	137,60	37,80	80,40	0,00	115
306,88	421,31	208,30	270,55	157,50	144,50	160,40	69,60	137,40	37,60	80,20	0,00	120
420,55	420,55	270,07	270,07	157,27	144,27	160,17	69,37	137,17	37,37	80,00	0,00	125

t °C	100		90		80		70		60		50	
	J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	J	d
140	∞	∞	3787,61	5695,28	1700,86	2528,65	1035,63	1473,79	658,06	946,50	449,66	630,42
150	∞	∞	3810,11	5685,22	1712,08	2524,09	1013,22	1471,23	663,87	944,98	454,35	629,47
160	∞	∞	3831,64	5674,02	1723,57	2520,04	1021,08	1469,09	669,80	943,67	459,14	628,64
170	∞	∞	3855,23	5665,95	1735,53	2516,71	1029,01	1467,12	675,79	942,47	463,97	627,90
180	∞	∞	3879,05	5658,49	1747,61	2513,67	1037,10	1465,44	681,90	941,47	468,85	627,26
190	∞	∞	3903,26	5651,63	1759,85	2510,86	1045,30	1463,90	688,06	940,55	473,78	626,67
200	∞	∞	3929,18	5647,35	1772,22	2508,29	1053,56	1462,47	694,28	939,70	478,75	626,15
210	∞	∞	3953,29	5641,39	1784,68	2505,24	1061,93	1461,25	700,45	938,95	483,68	625,68
220	∞	∞	3979,10	5636,10	1797,62	2504,10	1070,47	1460,19	706,89	938,29	488,80	625,27
230	∞	∞	4005,69	5632,87	1810,53	2502,35	1078,68	1459,15	713,27	937,69	493,86	624,88
240	∞	∞	4029,12	5627,97	1823,55	2500,74	1087,62	1458,28	719,69	937,13	498,96	624,54
250	∞	∞	4058,07	5625,26	1836,65	2499,23	1096,33	1457,47	726,14	936,61	504,09	624,22
260	∞	∞	4084,05	5621,08	1849,90	2497,91	1105,03	1456,67	732,66	936,19	509,23	623,94
270	∞	∞	4111,36	5618,80	1863,16	2496,59	1113,80	1455,97	739,19	935,77	514,41	623,68
280	∞	∞	4138,84	5616,62	1876,51	2495,36	1122,71	1455,41	745,76	935,39	519,60	623,44
290	∞	∞	4165,29	5613,05	1890,19	2494,58	1131,61	1454,83	752,35	935,04	524,81	623,22
300	∞	∞	4193,11	5611,25	1903,69	2493,49	1140,54	1454,27	758,98	934,71	530,05	623,02
350	∞	∞	4333,67	5603,21	1972,60	2489,96	1186,01	1452,31	792,58	933,51	556,51	622,25
400	∞	∞	4477,53	5597,53	2043,69	2487,54	1232,40	1450,94	826,78	932,67	583,39	621,72
450	∞	∞	4624,93	5593,60	2116,07	2485,90	1279,68	1450,01	861,54	932,11	610,65	621,36
500	∞	∞	4775,17	5590,82	2189,53	2484,73	1327,68	1449,38	896,74	931,71	638,17	621,11
550	∞	∞	4928,71	5589,06	2264,60	2483,91	1376,62	1448,92	932,64	931,44	666,23	620,94
600	∞	∞	5084,90	5587,75	2340,89	2483,36	1426,26	1448,62	968,95	931,25	694,53	620,81
650	∞	∞	5243,77	5586,71	2418,38	2482,93	1476,60	1448,36	1005,71	931,08	723,17	620,72
700	∞	∞	5405,42	5585,99	2497,11	2482,62	1527,70	1448,21	1042,98	930,99	752,14	620,65
750	∞	∞	5569,80	5585,44	2577,07	2482,40	1579,51	1443,08	1080,72	930,91	781,45	620,61
800	∞	∞	5736,94	5585,08	2658,30	2482,27	1632,08	1448,00	1118,95	930,86	811,07	620,57

Продолжение табл. 4

40		30		20		10		5		3		t °C
J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	
310,79		211,69		137,43		79,73		55,46		33,62		140
314,76	419,88	215,11	269,67	140,44	157,16	82,41	69,78	58,00	33,04	34,00	0,00	150
318,77	419,29	218,56	269,32	143,45	156,97	85,10	69,71	60,50	33,01	34,00	0,00	160
322,81	418,78	222,03	269,01	146,50	156,79	87,79	69,64	63,08	32,97	34,00	0,00	170
326,88	418,32	225,52	268,74	149,54	156,66	90,48	69,58	65,53	32,95	34,00	0,00	180
331,03	417,92	229,03	268,50	152,60	156,53	93,19	69,52	68,18	32,92	34,00	0,00	190
335,11	417,62	232,55	268,28	155,66	156,41	95,89	69,48	70,78	32,90	34,00	0,00	200
339,25	417,22	236,06	268,08	158,72	156,30	98,59	69,43	73,25	32,88	34,00	0,00	210
343,44	416,93	239,64	267,91	161,82	156,21	101,32	69,39	75,85	32,86	34,00	0,00	220
347,63	416,67	243,20	267,75	164,91	156,12	104,04	69,36	78,41	32,85	34,00	0,00	230
351,84	416,43	246,78	267,60	168,00	156,04	106,76	69,33	80,97	32,83	34,00	0,00	240
356,09	416,22	250,38	267,48	171,11	155,97	109,48	69,30	83,54	32,82	34,00	0,00	250
360,32	416,02	253,97	267,36	174,22	155,91	112,21	69,27	86,11	32,81	34,00	0,00	260
364,58	415,84	257,57	267,25	177,34	155,85	114,95	69,25	88,68	32,80	34,00	0,00	270
368,85	415,68	261,19	267,15	180,46	155,80	117,68	69,23	91,25	32,79	34,00	0,00	280
373,14	415,52	264,82	267,06	183,59	155,75	120,42	69,20	93,83	32,78	34,00	0,00	290
377,44	415,39	268,46	266,98	186,72	155,70	123,17	69,19	96,40	32,77	34,00	0,00	300
399,14	415,26	286,76	266,90	202,46	155,66	136,91	69,17	109,31	32,76	34,00	0,00	350
421,14	414,77	305,26	266,61	218,34	155,50	150,74	69,10	122,28	32,73	34,00	0,00	400
443,39	414,44	323,92	266,41	234,33	155,39	164,64	69,06	135,29	32,71	34,00	0,00	450
465,80	414,22	342,68	266,27	250,33	155,32	178,54	69,03	148,25	32,70	34,00	0,00	500
488,63	414,06	361,77	266,18	266,61	155,26	192,62	69,00	161,45	32,68	34,00	0,00	550
511,60	413,95	380,93	266,11	282,93	155,22	206,71	68,99	174,61	32,68	34,00	0,00	600
534,81	413,87	400,27	266,05	299,36	155,20	220,87	68,98	187,81	32,67	34,00	0,00	650
558,24	413,81	419,76	266,02	315,88	155,18	235,08	68,97	201,07	32,67	34,00	0,00	700
581,93	413,76	439,40	266,00	332,51	155,16	249,38	68,96	214,37	32,67	34,00	0,00	750
605,83	413,74	459,22	265,97	349,26	155,15	263,73	68,96	227,72	32,66	34,00	0,00	800
	413,72		265,96		155,15		68,95		32,66	34,00	0,00	

Влагосодержанием (x) называется количество килограммов воды (водяного пара), приходящееся на 1 кг сухого воздуха (иногда называемое „абсолютной влажностью“).

Относительная влажность представляет собой отношение парциального давления водяного пара при данной температуре к парциальному давлению насыщенного пара при той же температуре.

Точкой росы называется та температура, при которой данная смесь воздуха и водяного пара насыщена водяным паром.

Теплоемкость паровоздушной смеси (C) определяется числом калорий, которое необходимо для повышения температуры 1 кг сухого воздуха и содержащегося в нем водяного пара на 1°C .

Принимая удельные теплоемкости сухого воздуха и водяного пара постоянными в пределах обычно применяемых температур и равными соответственно 0,24 и 0,47, будем иметь:

$$C = 0,24 + 0,47x.$$

Влажным объемом называется объем 1 кг сухого воздуха и содержащегося в нем водяного пара в м^3 .

Насыщенным объемом называется объем 1 кг сухого воздуха, полностью насыщенного водяным паром, в м^3 .

Температурой мокрого термометра называется равновесная температура, которую приобретает поверхность воды, испаряющейся в воздух в адиабатических условиях, т. е. когда количество физической теплоты, переходящей от газа к жидкости, равно скрытой теплоте испарения, уносимой при испарении водяным паром в парогазовую смесь.

III. ПСИХРОМЕТРИЧЕСКАЯ ДИАГРАММА

Специальный случай адиабатического увлажнения приводит к следующим соотношениям; вводя обозначения: t_w — температура жидкости, являющаяся температурой мокрого термометра, p_w — давление водяного пара над поверхностью воды, t_g — температура газа и p_g — парциальное давление пара в парогазовой смеси, уравнение (4) может быть написано так:

$$\alpha \cdot S \cdot (t_g - t_w) = KS(p_w - p_g) r. \quad (4a)$$

В расчетах увлажнения воздуха концентрацию водяного пара обычно выражают через H в кг водяного пара на кг сухого воздуха. Тогда:

$$\alpha \cdot S (t_g - t_w) = K' S (H_w - H_g) r, \quad (4b)$$

где K' — количество водяного пара, переходящего в час через м^2 поверхности раздела на единицу разности влагосодержаний в кг.

Переписывая уравнение (4b), получим:

$$H_w - H_g = \frac{\alpha}{K' r} (t_g - t_w). \quad (5)$$

Сравнение уравнений относительно α и K' показывает, что отношение $\frac{\alpha}{K'}$, найденное экспериментально, численно равно теплоемкости влажного воздуха C , или другими словами, температура адиабати-

ческого насыщения идентична с температурой мокрого термометра для случая водяного пара и воздуха. Уравнение (5) принимает вид

$$H_w - H_g = -\frac{C}{r} (t_g - t_w). \quad (6)$$

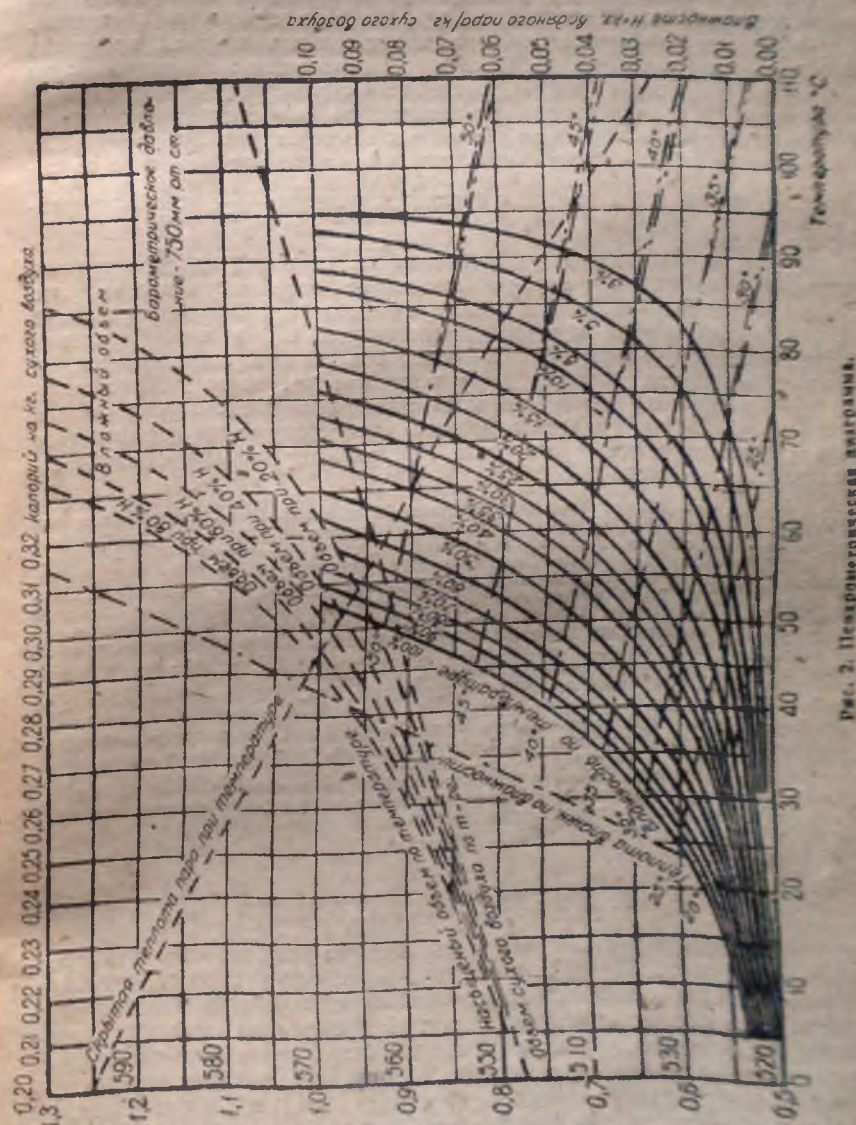


Рис. 2. Психрометрическая диаграмма.

Таким образом все температурные и влажностные условия паро-воздушной смеси, при которых температура мокрого термометра равна t_w и соответствующее влагосодержание равно H_w , могут быть графически представлены прямой линией.

Из уравнения (6) следует: во время процесса адиабатического охлаждения и насыщения температура мокрого термометра постоянна.

Психрометрическая диаграмма, представленная на рис. 2, построена на основании уравнения (6). По абсциссам отложены температуры, а по ординатам влагосодержания. Прежде всего строятся зависимости между температурой и влажностью при насыщении, вычисленные из значений давления водяного пара при различных температурах. Это кривые H_w , построенные в зависимости от t_w так, что линии, проведенные из соответствующих точек кривой с наклоном, равным $-\frac{C}{r}$, отвечают уравнению (6).

Кроме шкал температуры, влажности и линий адиабатического насыщения психрометрическая диаграмма содержит также другие шкалы и линии. Так, на диаграмме нанесены кривые относительной влажности, ординаты которых представляют собой части давления пара, соответствующего кривой насыщения. На диаграмме имеется ряд кривых, ординаты которых дают величины удельного объема насыщенного воздуха, удельного объема сухого воздуха, теплосодержания влаги насыщенного воздуха и общего теплосодержания насыщенного воздуха в зависимости от различных t° сухого термометра, откладываемых по оси абсцисс.

Примеры пользования психрометрической диаграммой. При температуре сухого термометра, равной 27°C , и температуре мокрого термометра, равной 21°C , найти влагосодержание, относительную влажность и точку росы.

Находим точку пересечения наклонной линии температуры мокрого термометра, соответствующей 21°C , с вертикальной линией температуры сухого термометра, соответствующей 27°C . Точка пересечения дает, с помощью интерполирования, значение относительной влажности, равное 62%. Горизонтальная линия, проведенная через ту же точку пересечения, дает отсчет на ординате, соответствующий влагосодержанию в 0,0135 кг на кг сухого воздуха. Пересечение горизонтали с кривой насыщения дает значение точки росы, равное 19°C .

Найти удельный объем: а) сухого воздуха при 21°C и б) насыщенного воздуха при 21°C .

Пересечение линии температуры сухого термометра, соответствующей 21°C , с кривой объема в м^3 1 кг сухого воздуха дает объем, равный 0,83 м^3 . Пересечение линии температуры сухого термометра, соответствующей 21°C , с кривой объема в м^3 1 кг сухого воздуха и влаги, его насыщающей, дает объем, равный 0,81 м^3 .

Найти теплоемкость и общее теплосодержание насыщенного воздуха при 21°C . Пересечение линий температуры сухого термометра, соответствующей 21°C , со шкалой теплоемкости дает удельную теплоемкость, равную 0,149 кал.

IV. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЛАЖНОСТИ

Метод точки росы. Точка росы воздуха определяется непосредственно по температуре, при которой начинается образование влаги на искусственно охлаждаемой зеркальной поверхности. - Такого рода поверхности обычно охлаждаются или испарением легколетучих растворителей, как эфир, или струей воды с регулируемой температурой. Что касается точности, этот метод не допускает разницы между температурой зеркальной поверхности и жидкости, окружающей мокрый термометр; поэтому для случая высокой температуры и небольшой

влажности, особенно при употреблении эфира, он является наиболее точно точным.

Метод мокрого термометра. Температура мокрого термометра измеряется при пропускании воздуха над шариком термометра, открытого марлей или ватой, смоченной в воде. Для измерения температуры подводного к фитилю смоченного термометра, равно тепло испарения, то фитиль и шарик термометра быстро достигают температуры мокрого термометра. Сравнение показаний сухого и мокрого термометров дает на психрометрической диаграмме значение влажности. Трудности этого метода заключаются в следующем: 1) к смоченному фитилю тепло доставляется также излучением, поэтому процесс не строго адиабатический; 2) трудно все время иметь полностью смоченный фитиль. Оба фактора стремятся повысить показание мокрого термометра с соответствующим повышением показания влажности против истинного ее значения. Воздействие первого фактора может быть доведено до минимума путем сообщения высокой скорости газовому потоку, проходящему над мокрым шариком термометра; при этом скорость теплопередачи путем излучения незначительна по сравнению с теплопередачей конвекцией. Керриер и Линдсей [Carrier and Lindsay, Mech. Eng., 47, 327 (1925)] показали, что при скорости воздуха, равной 5 м/сек над поверхностью мокрого шарика термометра, ошибка в разности показаний сухого и мокрого термометров составляет около 1,3% при показаниях мокрого термометра около 10°C и около 0,8% при показаниях около 27°C ; при скорости воздуха 0,12 м/сек, которая соответствует скорости воздуха при естественной конвекции вокруг мокрого шарика термометра, ошибка достигает 12% при 10°C по мокрому термометру и около 7% при 27°C . Трудность поддержания фитиля во влажном состоянии — механического парадокса; она тем больше, чем выше скорость газового потока над мокрым шариком термометра, так как скорость испарения при этом увеличивается.

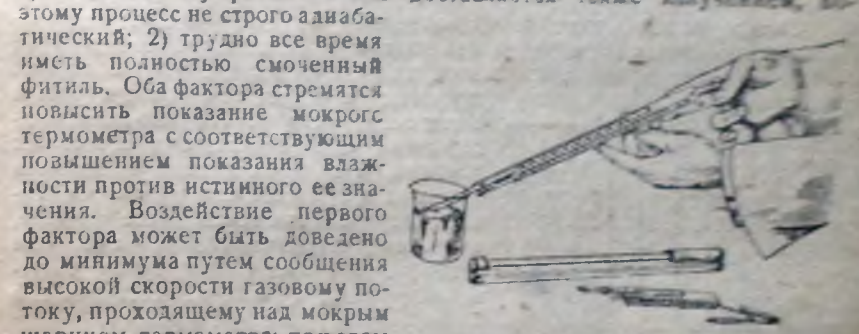


Рис. 3. Пращевой психрометр.

Для измерения температуры мокрого термометра в помещении широко пользуются пращевым психрометром, изображенным на рис. 3. Он состоит из сухого и мокрого термометров, заключенных в гильзу, которую можно вращать ручным способом, для того чтобы достичь желаемой скорости газа над мокрым шариком термометра. Когда пращевой психрометр употребить нельзя, исследуемый воздух пропускают над неподвижно установленными мокрым и сухим термометрами со скоростью около 5 м/сек; при этом необходимо принять следующие предосторожности: 1) фитиль должен оставаться мокрым, 2) ни один из шариков не должен подвергаться действию излучения теплых или холодных поверхностей.

Метод теплопроводности. Теплопроводность влажного воздуха может быть точно определена, и так как теплопроводность воздуха и

водяного пара различны, то влагосодержание воздуха может быть найдено путем сравнения измеренной теплопроводности с предварительно составленной шкалой. Этот метод очень надежен, но требует специального прибора. Описание такого прибора дано Гамильтоном [Hamilton, Anal. Edition, Ind. Eng. Chem. 2, 234 (1930)].

Волосной гигрометр. Способ измерения основан на изменении длины гигроскопического материала, в частности волоса, при изменении относительной влажности [J. Sci. Instruments, 3, 397 (1930)].

V. КОНДИЦИОНИРОВАНИЕ ВОЗДУХА

Под термином „кондиционирование воздуха“ понимают регулирование атмосферных условий в помещении в отношении температуры, влажности, скорости движения воздуха и его чистоты. В промышленной практике регулирование температуры и влажности часто необходимо для поддержания единообразных и желаемых условий, в которых должен находиться материал в процессе его обработки. Такие материалы, как текстильные волокна, являются гигроскопичными, т. е. они воспринимают или отдают влагу окружающему воздуху в зависимости от его

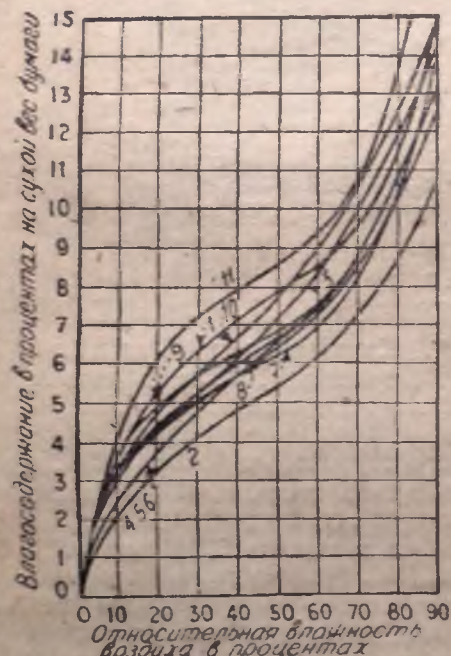


Рис. 4. Гигроскопическая влажность различных сортов бумаги. 1) Сульфитная бумажная масса. 2) Газетная бумага. 3) Писчая бумага. 4) Тонкая писчая белая бумага. 5) Белая бумага для госзнаков. 6) Тонкая белая бумага для госзнаков. 7) Конторская бумага. 8) Белая конторская бумага. 9) Бристолевский картон. 10) Оберточная бумага. 11) Бумага из манильской пеньки.

температуры и влажности. Так, рис. 4 показывает гигроскопическое влагосодержание бумаги в зависимости от относительной влажности воздуха; рис. 5 указывает на изменение в размерах листа бумаги как функцию относительной влажности; рис. 6 дает гигроскопическое влагосодержание натуральных текстильных волокон, выраженное в про-



Рис. 5. Изменение в размерах листа бумаги при изменении относительной влажности. Кривые составлены на основании данных, полученных для всех сортов бумаги рис. 4.

центах на сухой вес материала. Рис. 7 дает гигроскопическую влажность искусственных текстильных волокон по сравнению с сырьем и натуральным шелком. Рис. 8 дает гигроскопическую влажность раз-

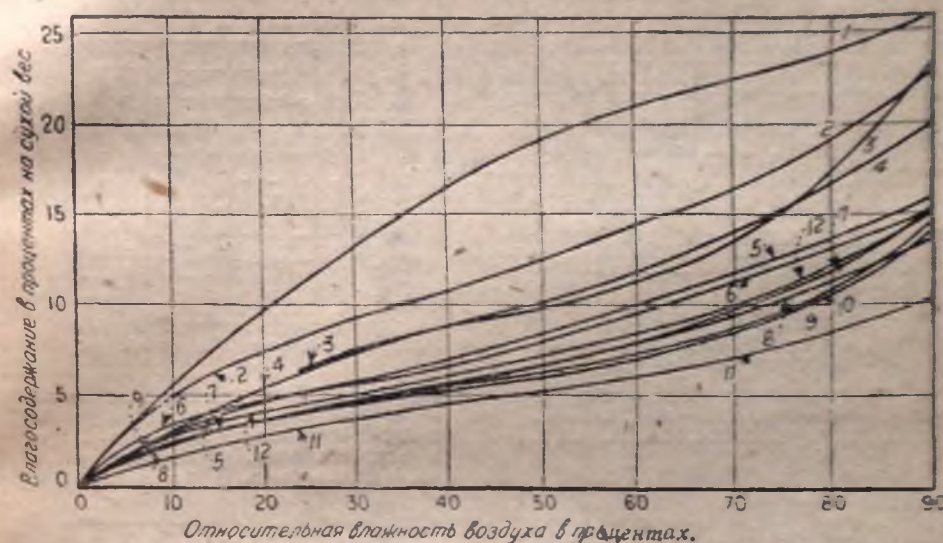


Рис. 6. Гигроскопическая влажность (25° C) натуральных текстильных волокон. 1) Гигроскопическая вата. 2) Шерсть, шерстяная пряжа. 3) Шелк. 4) Джут. 5) Манильская пенька. 6) Сизальская пенька. 7) Индийский хлопок. 8) Хлопчатобумажная ткань. 9) Египетский хлопок. 10) Американский хлопок. 11) Полотно. 12) Лен.

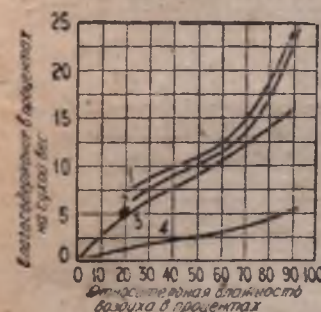


Рис. 7. Гигроскопическая влажность (25° C) искусственных текстильных волокон сравнительно с сырьем и натуральным шелком. 1) Вискозный шелк (искусственный). 2) Натуральный шелк. 3) Нитроцеллюлоза. 4) Ацетат целлюлозы.

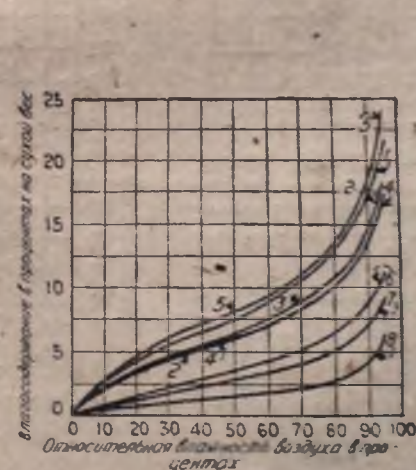


Рис. 8. Гигроскопическая влажность различных волокнистых материалов, приготовленных для электрической изоляции. 1) Манильская бумага. 2) Красная кабельная бумага. 3) Прессшпан. 4) Литефонд. 5) Шелк. 6) Красная кабельная бумага (крытая лаком). 7) Полотно. 8) Асбестовая бумага.

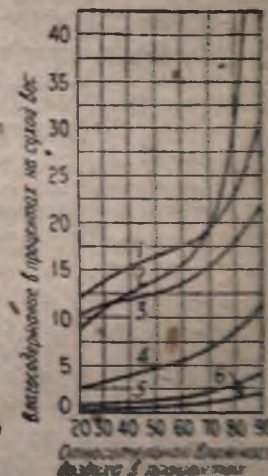


Рис. 9. Гигроскопическая влажность резины и каучука. 1) Резина (фенолформальдегидная). 2) Резина (фенолформальдегидная). 3) Резина (фенолформальдегидная). 4) Резина (фенолформальдегидная). 5) Резина (фенолформальдегидная). 6) Резина (фенолформальдегидная).

личных волокнистых материалов, обрабатываемых для целей электрической изоляции. Рис. 9 дает аналогичные данные для кожи и резины; рис. 10 дает аналогичные данные для мучных изделий; рис. 11 дает

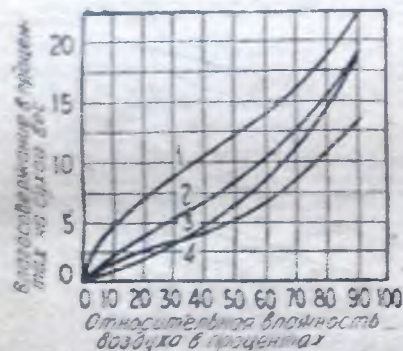


Рис. 10. Гигроскопическая влажность некоторых мучных изделий. 1) Макароны. 2) Мука. 3) Хлеб. 4) Бисквит.

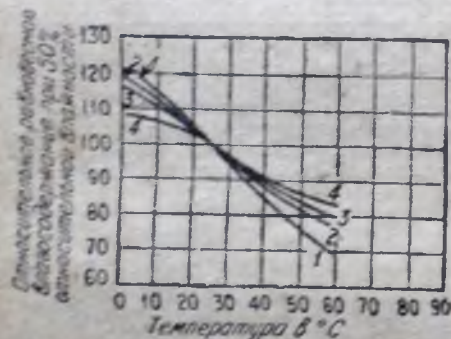


Рис. 12. Влияние изменения температуры на равновесное влагосодержание при постоянной относительной влажности, равной 57%. 1) Дерево. 2) Шелк. 3) Шерсть. 4) Хлопок.

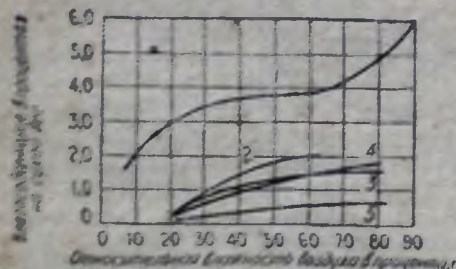


Рис. 14. Гигроскопическая влажность некоторых продуктов угля. 1) Сажа (для реиниового производства). 2) Коже (из Итальянского угля). 3) Питебульский кокс. 4) Кокс для домашних печей. 5) Немецкий кокс.

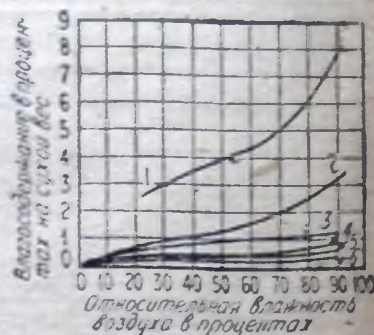


Рис. 11. Гигроскопическая влажность некоторых неорганических веществ. 1) Английская пластичная глина. 2) Кизельгур. 3) Каолин. 4) Асбестовые волокна. 5) Окись цинка. 6) Стекловолоконная вата.

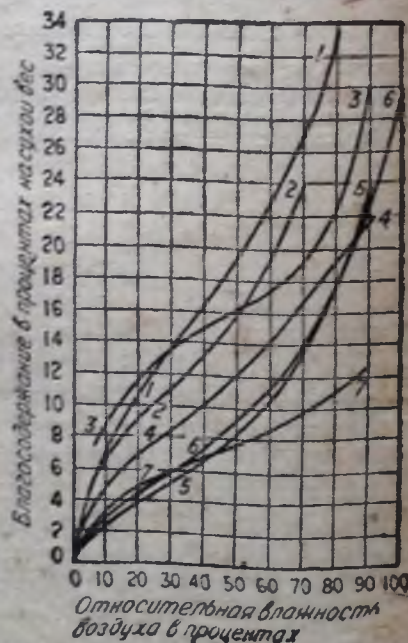


Рис. 13. Гигроскопическая влажность некоторых органических веществ. 1) Табак в листьях. 2) Табак папиросный. 3) Подошвенная кожа (дубленая). 4) Кэтут. 5) Мыло (мармориное). 6) Лесоматериалы. 7) Клей (мездровый).

аналогичные данные для некоторых неорганических веществ; рис. 12 показывает влияние изменения температуры на равновесное влагосодержание при постоянной относительной влажности в 50%; рис. 13 дает гигроскопическую влажность некоторых органических веществ; рис. 14 дает аналогичные данные для различных продуктов угля.

Иногда представляется необходимым поддерживать влажность ниже той точки, при которой неорганическое вещество находится в равновесии с его насыщенным раствором, например для предупреждения спекания кристаллов и т. д.

Кондиционированный воздух широко применяется для создания гигиенических условий как в промышленных предприятиях, так и в уч-

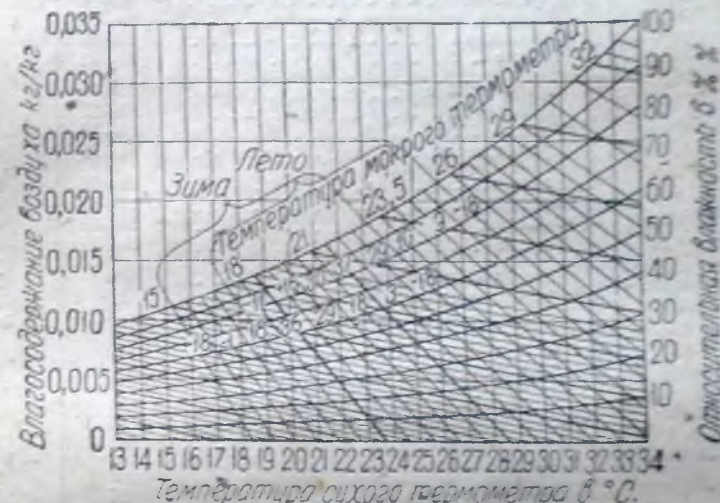


Рис. 15. Кривые равноценно гигиенических условий.

реждениях, театрах и аудиториях. На рис. 15 изображена группа линий равноценно гигиенических условий, наложенных на психрометрическую диаграмму, которые могут быть названы линиями эффективной температуры. Цифровое обозначение линий эффективной температуры дано в точках пересечений этих линий с кривой 100%-ной относительной влажности. Другими словами, линия эффективной температуры в 22°C есть линия, начинающаяся от точки росы при 22°C, указанной на диаграмме.

Любая комбинация из температур мокрого и сухого термометров, соответствующая одной и той же линии эффективной температуры, вызывает у человека одинаковые ощущения. Например условия в помещениях, характеризуемые показанием сухого термометра, равным 27°C, мокрого 14°C и показанием сухого термометра, равным 23°C, мокрого + 19°C, вызывают одинаковые ощущения.

При высокой температуре окружающего воздуха, показываемой сухим термометром, человеческое тело теряет меньше тепла лучеиспусканием и конвекцией, чем при более низких температурах. Следовательно при высоких температурах человеческое тело должно, при прочих равных условиях, терять больше тепла путем испарения, чем при низких температурах.

Пример. Предположим, что температура наружного воздуха равна 29°C по сухому термометру и 18°C по мокрому термометру. Если этот воздух засасывается увлажнитель, он будет адиабатически насыщаться при температуре мокрого термометра, равной 18°C . Эта температура насыщения, равная 18°C , является в дальнейшем точкой росы воздуха, поступающего в вентилятор и распределяемого в кондиционируемое помещение. Затем этот воздух, поступив в помещение, повышает свою температуру от 18 до 24°C для достижения 70% относительной влажности. Рассматривая описанные выше изменения на психрометрической диаграмме, можно заметить, что воздух охлаждается вдоль линии температуры мокрого термометра, соответствующей 18°C и 100% -ной относительной влажности, потому что линия температуры мокрого термометра является линией адиабатического изменения. Когда воздух поступает в помещение и начинает поглощать тепло, он нагревается вдоль горизонтальной линии точки росы, соответствующей 18°C . Эта линия является линией постоянного влагосодержания. Расстояние по горизонтали от линии насыщения до линии 70% относительной влажности соответствует подогреву подаваемого в помещение воздуха примерно на 6°C .

Следовательно, если количество поглощаемого тепла постоянно, что справедливо для частного случая, требуемый объем воздуха в $\text{м}^3/\text{час}$ зависит от разности температур сухого термометра в помещении и точки росы подаваемого в него воздуха.

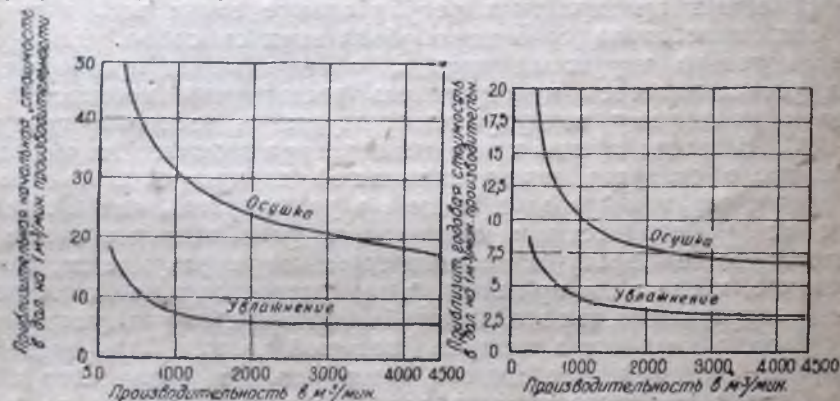


Рис. 17. Начальная стоимость установки для кондиционирования воздуха.

Рис. 18. Общая стоимость кондиционирования воздуха.

Расход воздуха зависит также от относительной влажности, которую необходимо достигнуть. Если бы мы поддерживали только 50% -ную относительную влажность вместо 70% -ной, то подъем температуры был бы приблизительно равен 11° , и количество потребного воздуха было бы в отношении $6/11$, или около 54% от того количества, которое было взято для создания 70% -ной относительной влажности. Сравнение стоимостей указано на рис. 17 и 18.

Во многих промышленных процессах количество влаги, уводимое или подводимое к воздуху при самом процессе, относительно невелико, и, так как окна и двери обычно закрыты, внутри помещения быстро устанавливаются условия, соответствующие влажностному содержанию подаваемого воздуха. Таким образом возможно регулировать относительную влажность в помещении количеством воздуха в соответствии с количеством тепла, выделяющимся внутри помещения, как-то: тепла, выделяемого оборудованием и обслуживающим персоналом, электрическим освещением, солнечными лучами и излучением. Количество воздуха, доставляемое на каждую единицу тепла, удаляемого таким образом, несомненно зависит от относительной влажности поступающего воздуха.

Например на текстильных фабриках при обычно производимом увлажнении температуру внутри помещения возможно держать примерно на 7°C ниже температуры мокрого термометра наружного воздуха. В жаркие дни температура мокрого термометра наружного воздуха обычно

бывает на $8 - 10^{\circ}\text{C}$ ниже температуры сухого термометра, температура внутри фабричных зданий становится ниже наружной температуры, и поэтому при проектировании увлажнительных установок следует учитывать и тепло, проникающее в помещение через наружные ограждения (стены, перекрытия).

Описанный способ регулирования влажности обычно известен как способ регулирования точки росы и применим там, где несколько цехов обслуживаются одной центральной установкой, и там, где имеет место лишь небольшое изменение влагосодержания воздуха в помещении, являющееся результатом изменения влагосодержаний обрабатываемых материалов или чрезмерного просачивания воздуха снаружи.

Другая система, часто применяемая, особенно там, где требуется обслуживание лишь одного помещения, и там, где может иметь место значительное изменение влагосодержания в самом помещении вследствие местных условий, изменяет точку росы в увлажнителе. Непрерывное или периодическое изменение точки росы осуществляется посредством установленного в помещении гигростата, с помощью которого изменяется температура или количество воды, взбрызгиваемое в увлажнитель, или и то и другое вместе. Эта система может быть отнесена к местным системам, регулирующим относительную влажность. В таких установках как температура, так и влажность регулируются в течение отопительного сезона, летом же влажность должна быть постоянной, а температура может повышаться в соответствии с повышением температуры мокрого термометра.

Температура воздуха в заводских помещениях колеблется между 24 и 32°C . Такие температуры воздуха с точки зрения гигиены значительно лучше, чем практиковавшиеся ранее. Результатом этого явилось увеличение производительности труда рабочих; усиление вентиляции хозяйства повысило качество воздуха в помещении, и тем самым также внесло значительное улучшение в условия работы.

Местные увлажнители. До возникновения современного кондиционирования воздуха тип местного увлажнителя был широко распространен на хлопчатобумажных фабриках и аналогичных предприятиях. В этот тип увлажнителя, который попрежнему имеет широкое применение особенно в текстильной промышленности, за последнее время были внесены значительные усовершенствования.

Один из типов местного увлажнителя состоит из распыливающего сопла, действующего с помощью сжатого воздуха, в которое подводится вода и тонко распыливается с помощью небольшой струи воздуха под большим давлением (рис. 19).

В другом типе вода доставляется под высоким давлением (обычно около 14 кг/см^2) к распыливающему соплу. Это сопло помещается в кожух из листового металла, подвешенный к потолку, через который прогоняется поток воздуха с помощью винтового вентилятора, при

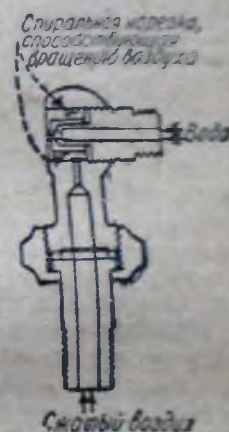


Рис. 19. Сопло, устанавливаемое в увлажнителях местного типа.

водимого в действие от мотора или благодаря всасыванию, вызываемому самой струей. Крупные частицы воды отделяются с помощью перегорбков, и только очень мелкие частицы попадают в помещение вместе с потоком воздуха, где они быстро испаряются (рис. 20).

В третьем типе местного увлажнителя небольшая водяная струя сбрасывается на диск, вращающийся с большой скоростью внутри неподвижного круглого гребня, состоящего из тонких металлических полосок или зубьев, о которые ударяется вода, сбрасываемая с диска. При этом получают тонко распыленные частицы воды, которые уносятся потоком воздуха, создаваемым винтовым вентилятором, работающим от мотора (рис. 21).

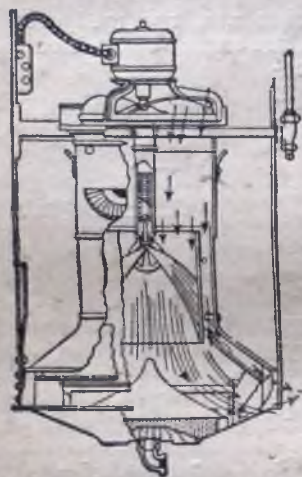


Рис. 20. Другой тип сопла, применяемого в увлажнителях.

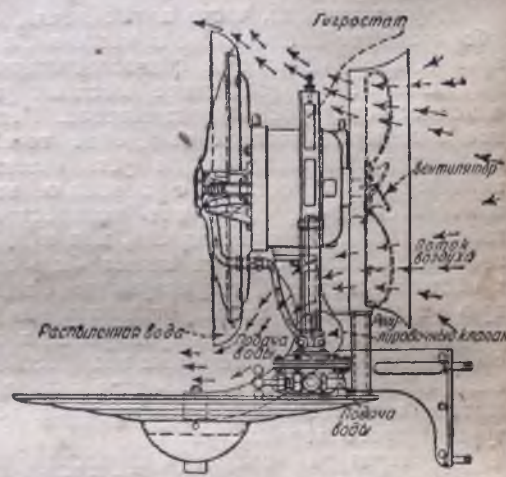


Рис. 21. Увлажнитель, в котором струя воды сбрасывается на вращающийся диск.

Сравнение местной и камерной систем. Описанные три типа местных увлажнителей могут быть использованы только в некоторых промышленных установках и не могут быть применены ни для регулирования вентиляции, ни для осушки воздуха, которая необходима во многих производствах, ни для установок, имеющих целью создание подходящих атмосферных условий для человека. В том случае, когда в небольшом помещении выделяется значительное количество тепла и где требуется относительная влажность выше 60%, возможно и экономично применять сочетание местного и камерного увлажнения. Камерное увлажнение обеспечивает желаемые вентиляцию и охлаждение; к нему добавляется местный увлажнитель, который устанавливается в помещении для увеличения влажности и в то же время для дополнительного его охлаждения. В общем можно считать, что местное увлажнение более пригодно в тех случаях, когда требуется высокая влажность с небольшим охлаждением или вентиляцией.

Следовательно, камерная система является более пригодной тогда, когда требуется низкая относительная влажность с максимальным охлаждением и вентиляцией; если же необходимо поглощать

большое количество тепла с помощью вентиляции и требуется высокая влажность, предпочтительна комбинация из систем местного и камерного увлажнения.

Так как требования к охлаждению летом значительно выше, чем в зимнее время, следует предусматривать крайние условия и для получения удовлетворительных результатов устанавливать надежную автоматическую регулировку. В настоящее время в США практика регулирования влажности является общепринятой. Тот же тип оборудования, который применяется на хлопчатобумажных фабриках, широко используется и другими отраслями текстильной промышленности, включая производство искусственного шелка, а также табачными фабриками, бумажными и им подобными.

Системы осушки. Во многих производствах, как это указывалось выше, следует регулировать температуру как в летнее, так и в зимнее время; в то же время как летом, так и зимой необходимо регулировать и относительную влажность, так как воздух зимой подогревается и его влагосодержание увеличивается, а летом воздух охлаждается и осушается; таким образом можно поддерживать определенные температуру и влажность независимо от погоды или от атмосферных условий, существующих внутри производственных помещений.

Конструкция устройств (камерного и местного) для распределения воздуха и внешний вид оборудования те же, что и в установках для увлажнения. Основное различие заключается в конструкции внутренней части осушителя, предназначенной для охлаждения и подогрева воздуха, а также для подогрева распыляемой воды; имеется отличие и в общей методике регулирования.

Осушители разделяются на два основных типа: 1) разбрызгивающий тип, в котором вода охлаждается снаружи камеры разбрызгивания и затем вводится внутрь; 2) тип, в котором охлаждающие эжектеры помещены непосредственно в камере разбрызгивания и вода распыливается над ними, в то время как поступающий воздух омывает мокрые эжектеры и входит в соприкосновение с брызгами. Оба типа осушителей имеют перегородки для распределения воздуха при входе и брызгоотделители при выходе. Осушитель обычно значительно длиннее, чем увлажнитель. В разбрызгивающем типе имеются два ряда распылителей, причем один ряд или оба ряда располагаются навстречу потоку воздуха.

Отдельные распыливающие сопла осушителей обладают значительно большей производительностью, чем распыливающие сопла, применяемые в увлажнителях, и работают при значительно более низком давлении, обычно составляющем от 1,4 до 1,8 кг/см²; при этом получается более грубое распыление, в то же время на единицу воздуха приходится значительно большее количество воды, чем в увлажнителе.

Чрезмерно тонко распыленная струя не столь эффективна при осушке, так как здесь, наряду с большой поверхностью распыленной воды, должна быть осуществлена определенная аккумуляция тепла. Обычно допускаемое повышение температуры распыляемой воды, поступающей и оставляющей осушитель, составляет от 3 до 6° С, и в хорошо сконструированных осушителях разбрызгивающего типа конечная температура воздуха по существу идентична с конечной температурой уходящей воды.

В такого рода аппаратах это достигается использованием принципа противотока. Скорости воздуха в осушителях обычно ниже, чем в увлажнителях; нормальные скорости колеблются от 2 до 2,5 м/сек, считая на площадь поперечного сечения.

Вопрос водоотделения в осушителях должен быть продуман с большей тщательностью, чем в увлажнителях, так как проскок воды сделал бы бессельной всю установку.

Осушительные системы обычно снабжаются двумя основными регулирующими элементами: для регулировки точки росы в камере и регулировки состояния воздуха в помещении. Первый во все времена года поддерживает постоянную температуру насыщенного воздуха, покидающего осушитель. Летом в промышленных установках регулятор точки росы работает таким образом, что используется почти все количество возвращаемого воздуха; это уменьшает количество холода, потребного для охлаждения; если же температура мокрого термометра наружного воздуха равна или ниже точки росы, которая должна быть в помещении, регулировка точки росы производится с помощью смеси из наружного и рециркуляционного воздуха.

С помощью второго элемента поддерживается определенная температура в помещении — выше точки росы или температуры насыщения; для этой цели употребляется термостат или гигростат в зависимости от того, является ли наиболее важным фактором температура или относительная влажность. Такая регулировка осуществляется с помощью шинберов, регулирующих количество вводимого воздуха, или с помощью подогревателей, которые обеспечивают необходимое количество тепла для регулировки температуры. Обычно регулируются и количество и температура воздуха.

Требования к аналогичному оборудованию, устанавливаемому в общественных зданиях, совершенно иные, так как там должен циркулировать значительный объем воздуха в целях вентиляции и охлаждения при эффективном распределении. Влагосодержание воздуха должно быть относительно постоянным, но температура его изменяется в соответствии с предъявляемыми требованиями. Удовлетворительное решение этой задачи в достаточной степени затруднительно; в настоящее время широко применяются специальные системы регулировки, которые позволяют регулировать температуру и влажность в помещении независимо друг от друга и в то же время позволяют немедленно реагировать на изменение условий внутри помещения; по большей части это осуществляется без подвода какого-либо тепла извне.

В химической практике иногда употребляются также другие методы осушки. Для почти полного удаления воды, как это требуется например при производстве серной кислоты контактным способом, газы приводятся в соприкосновение с концентрированной серной кислотой в сушильных башнях. Операция может производиться согласно методам, изложенным в отделе VII („Абсорбция“). Менее полное удаление водяного пара может быть осуществлено с помощью растворов некоторых гигроскопических веществ, например хлористого кальция, или соприкосновением с твердыми обезвоживающими веществами.

Кроме обычных обезвоживающих веществ, хлористого кальция и едких кали и натра, следует упомянуть перхлорат магния, который почти так же эффективен, как пятиокись фосфора.

Кроме того, вместо рефрижерационной системы можно иногда пользоваться льдом, особенно в небольших установках для снижения влажности приблизительно до влажности воздуха над водой при 0°C [см. Kitchen, Air Cooling with Ice (охлаждение воздуха с помощью льда), Ice and Refrigeration, 81, 137—138 (1931)].

Установки для кондиционирования воздуха. Камерные увлажнители и осушители, описанные выше, представляют собой довольно сложные установки. Они состоят из отдельных элементов оборудования, как-то: увлажнителей, насосов, вентиляторов, распределительных каналов, подогревателей и регуляторов, которые при монтаже собираются в один агрегат.



Рис. 22. Агрегат Керриера для кондиционирования воздуха (140 м³/мин).

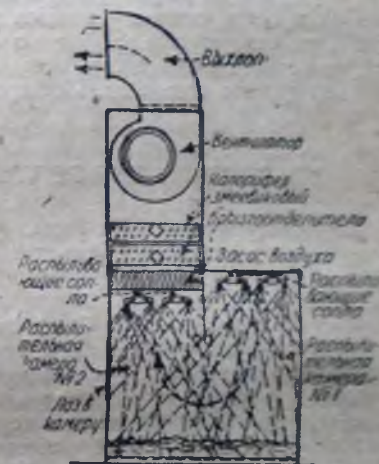


Рис. 23. Агрегат для кондиционирования воздуха; продольный разрез.

В настоящее время получили распространение отдельные децентрализованные агрегаты для кондиционирования воздуха (рис. 22 и 23). В этом случае в большом помещении устанавливается несколько отдельных агрегатов без устройства каких-либо каналов, так как необходимое распределение воздуха производится размещением самих агрегатов по вентилируемому помещению.

Каждый агрегат представляет собой полную установку для кондиционирования воздуха, включая камеру для распыливания (увлажнитель и осушитель), подогреватель воздуха, вентилятор, насос для пульверизации, автоматический регулятор и пр. Эти агрегаты обычно строятся последовательных стандартных размеров для производительностей от 28 до 280 м³/мин каждый.

Такого рода оборудование имеет как свои достоинства, так и недостатки. Основные его достоинства заключаются в том, что система камерного увлажнения может быть установлена в существующем помещении без устройства рабочих каналов. При рационализации

производственных процессов и связанной с нею реконструкции цехов агрегаты могут быть легко передвинуты или увеличены в числе согласно новым требованиям.

В некоторых случаях устройство вентиляционных каналов нежелательно; и тогда задача может быть решена установкой соответствующего количества отдельных агрегатов. Кроме того стоимость таких отдельных агрегатов значительно ниже стоимости центральных вентиляционных установок с разводящими воздухом каналами.

С другой стороны, агрегаты для кондиционирования воздуха при процессах, сопровождаемых выделением пыли или волокон, требуют чрезвычайно внимательного ухода и чистки. Особое внимание должно быть обращено на регулируюшую аппаратуру.

При проектировании установок для осушки воздуха следует иметь в виду, что если осушка воздуха в помещении со значительным объемом требует установки более трех отдельных агрегатов, то обычно предпочтнее должно быть отдано централизованным системам.

ВИ. ПРИБОРЫ ДЛЯ РЕГУЛИРОВАНИЯ ВЛАЖНОСТИ

Терморегуляторы. Приборы, употребляемые для регулировки температуры в установках кондиционирования воздуха, представляют собой обыкновенные терморегуляторы и гигростаты, которые хорошо известны.

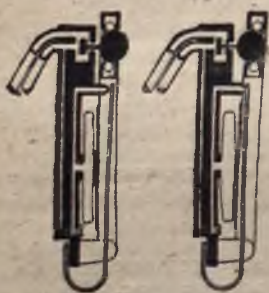


Рис. 24. Терморегулятор с биметаллом.

Существует три основных типа терморегулятора, принятых в практике кондиционирования воздуха.

Первым типом, наиболее обычным, является терморегулятор с биметаллом, который работает по принципу дифференциального термического расширения двух металлов, имеющих различные коэффициенты расширения; ленты из этих металлов изогнуты и спаяны вместе. При изменении температуры изменяется кривизна ленты, приводя таким образом в действие контактный рычаг или систему рычагов, пневматический клапан или электрический контакт, который дает движущую силу системе управления клапанами или шиберами (рис. 24).

Второй тип в основном состоит из металлической диафрагмы или гофрированного металлического сосуда, наполненного летучей жидкостью. При изменении температуры изменяется давление паров жидкости, которое непосредственно приводит в действие пневматический клапан, управляющий клапанами или шиберами аппарата для кондиционирования воздуха.

Третьим типом терморегулятора является терморегулятор со специальным чувствительным элементом (щупом), который помещается внутрь воздушного канала, в то время как регулировочный циферблат и клапан сжатого воздуха находятся снаружи. Щуп терморегулятора имеет наружную трубчатую оболочку из латуни или алюминия или

другого металла с высоким термическим коэффициентом расширения и внутренний стержень из специальной никелевой стали или иного металла, малочувствительного к температурным изменениям¹. Температурные изменения, воспринимаемые чувствительным элементом, трансформируются им в механическое воздействие на величину открытия специального дроссельного пневматического клапана. Дроссель-клапан в свою очередь воздействует на рабочую диафрагму (мембрану), регулирующую открытие воздушного канала. Этот тип терморегулятора очень мало чувствителен и реагирует на малые изменения температуры с некоторым запозданием.

Конструкция этого типа терморегулятора изображена на рис. 25.



Рис. 25. Терморегулятор с термочувствительным элементом, помещенным в воздушный канал

Гигростаты. Существуют два основных типа гигростата: первый тип, в сущности, представляет собой видоизменение дифференциального терморегулятора, в котором один расширяющийся элемент подвергается воздействию температуры мокрого термометра, причем эта температура поддерживается либо с помощью мокрого фитиля, либо струи воды. Эти термостатические элементы связаны между собой таким образом, что они реагируют лишь на изменение разности температур сухого и мокрого термометров, что по существу является изменением относительной влажности. Такое соотношение возможно благодаря тому, что зависимость между относительными изменениями температур мокрого и сухого термометров при некоторой определенной относительной влажности практически представляет собой прямую линию (рис. 26).

Гигростат, как и терморегулятор, может иметь твердые расширяющиеся элементы или же работать с использованием давления паров. Общий вид гигростата изображен на рис. 27.

Второй тип гигростата основан на пространственных изменениях гигроскопических материалов, возникающих вследствие изменений влагосодержания. В этих приборах элементы, реагирующие на влажность, воздействуют непосредственно на пневматические клапаны или электрические контакты. Чувствительные элементы реагируют на относительную влажность и приводят в действие механизмы, точно так же, как терморегулятор реагирует на температуру. Установлено, что соответствующие гигроскопические материалы не изменяются под влиянием

¹ Часто применяется инвар (сплав никеля с железом), имеющий коэффициент расширения почти в 10 раз меньший, чем железо. Прим. ред.

температурных изменений до тех пор, пока относительная влажность постоянна, хотя в этих условиях действительная влажность самих гигроскопических материалов подвергается небольшим изменениям.

Существуют чувствительные и надежные типы таких гигростатов рис. 28).

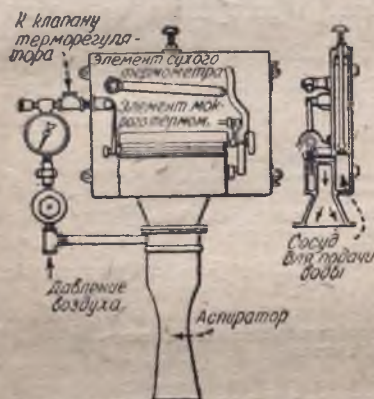


Рис. 26. Дифференциальный гигростат.



Рис. 27. Общий вид гигростата.

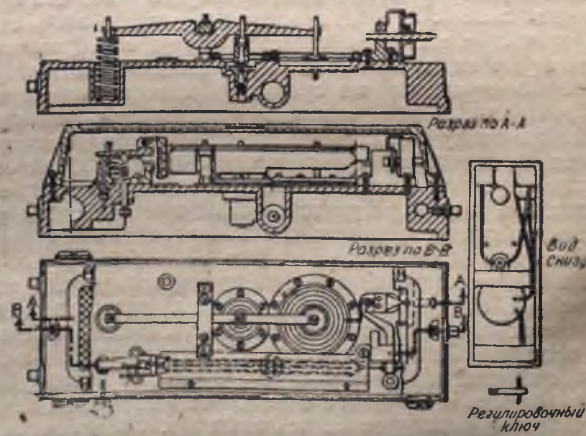


Рис. 28. Гигростат: план, два продольных разреза, вид снизу.

Регулировка влажности. Приборы, регулирующие температуру и влажность, обычно действуют на регулирующие клапаны или шиберы

в аппаратах кондиционирования воздуха с помощью сжатого воздуха или электроэнергии. В каждом случае приведение в действие осушающих двигателей, пневматических или электрических. Во всех больших установках практически почти повсюду употребляется пневматическая регулировка вследствие ее про-

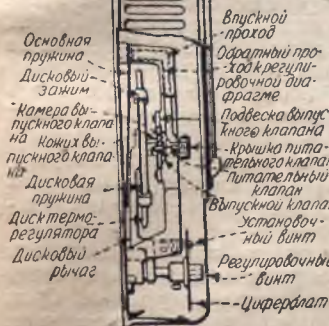


Рис. 29. Схема регулировки с помощью терморегулятора

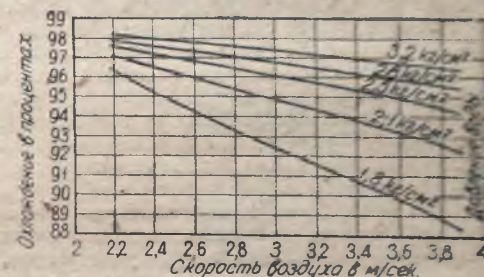


Рис. 30. Понижение температуры мокрого термометра в процентах при охлаждении, достигнутое в стандартном увлажнителе промышленного типа при различных давлениях воды у сопла и различных скоростях воздуха, проходящего через увлажнитель.

стоты, надежности, а также возможности соответствующей первичной перестановки заслонок или клапанов в зависимости от изменения температуры или влажности. В небольших установках для увлажнения более пригодны электрические регуляторы из-за простоты схемы и отсутствия вспомогательного оборудования, как-то: компрессоров, воздушных фильтров и перепускных клапанов. В больших системах оборудования пневматического регулирования оправдывается увеличенными размерами установки и увеличенным числом регуляторов, работающих от того же самого источника сжатого воздуха. В установках с одним агрегатом иногда употребляются непосредственно работающие терморегуляторы и гигростаты, в которых реагирующие элементы действуют прямо на регулирующие клапаны без посредства сжатого

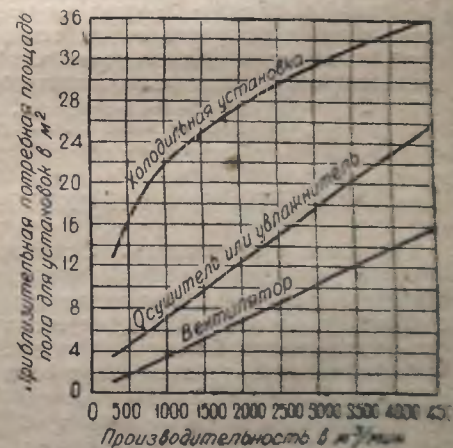


Рис. 31. Площадь пола, потребляемая для холодильных установок, осушителей, увлажнителей и вентиляторов.

воздуха или электрического тока. Такое устройство для терморегуляторов изображено на рис. 29 и для гигростатов на рис. 21.

Характеристика и стоимость установок для кондиционирования воздуха. На рис. 30 изображено понижение в % температуры мокрого термометра при охлаждении, достигаемое в увлажнителе промышленного типа при различных давлениях воды у сопел и различных скоростях воздуха, проходящего через увлажнитель. Эти увлажнители имеют примерно 3 м длины, а скорость проходящего воздуха в них достигает $3 \div 3,5$ м/сек. Увлажнитель обычно состоит из 2 рядов сопел, расположенных друг против друга, из расчета от 16 до 32 сопел на 1 м^2 площади, обслуживаемой одним рядом.

На рис. 31 указана приблизительная площадь пола, потребная для вентиляторов, увлажнителей или осушителей и для холодильных установок.

На рис. 17 указана приблизительная начальная стоимость установки для кондиционирования воздуха при различных количествах воздуха как для увлажнительных, так и для осушительных промышленных систем.

Срок службы вентилятора промышленного типа, увлажнителя и вентиляционных каналов может считаться равным пятнадцати годам, если только воздух не содержит газов, вызывающих коррозию. Срок службы холодильных установок при надлежащем уходе и текущем ремонте может быть принят равным двадцати годам.

Рис. 18 дает приблизительные годовые затраты на амортизацию и проценты, текущий ремонт, пар, труд, воду и энергию для увлажнительных и промышленных осушительных установок. Данные по расходу пара были составлены лишь с учетом количества тепла, требующегося для нагрева воздуха от точки росы до температуры сухого термометра и без учета потерь тепла помещением.

Отдельные статьи годовой стоимости работы могут быть представлены в процентах следующим образом:

амортизация и проценты	23%
текущий ремонт	5%
пар, труд, вода, энергия и пр.	70%

VIII. ГРАДИРНИ И ОХЛАДИТЕЛЬНЫЕ БАСЕЙНЫ

Основные положения. Основные положения, характеризующие процесс увлажнения воздуха, применимы и для процесса охлаждения воды (употребляемой в качестве охлаждающего агента в конденсаторах и других аппаратах). Удаление тепла из воды в большой степени зависит от испарения в воздух частиц воды. При этом некоторое количество физической теплоты переходит от воды к воздуху вследствие соприкосновения.

Приблизительно 600 кал требуются для испарения $1,0 \text{ кг}$ воды, которое достаточно для охлаждения 100 кг воды на 6°C . Следовательно, при охлаждении на каждые 6°C приблизительно 1% воды теряется испарением. Кроме того имеется добавочная потеря, происходящая благодаря уносу брызг ветром, доходящая примерно до 1% для лучших типов градирен. Например вода, охлаждаемая с 50 до 32°C , теряет, следовательно, 4% от своего веса ($3\% + 1\%$) при каждом прохождении через охлаждающую установку.

Как указано на стр. 404, для случая, когда вода теплее влажного воздуха, все тепло отбирается от воды и общее количество, воспринятого влажным воздухом тепла, представляет собой сумму физической теплоты и теплоты испарения [уравнение (3)].

Физическая теплота q_s мала по сравнению с передаваемой тепловой теплотой w ;

$$q_T = q_s + w,$$

$$w = KS\Delta p_m.$$

Следовательно, величинами, определяющими работу градирни или охлаждающего бассейна, являются те, которые составляют выражение $KS\Delta p_m$. Значение KS зависит от конструкции установок, величины поверхности воды и скорости воздуха; Δp_m зависит только от температуры воды и температуры и влажности воздуха. (Для ясности укажем, что вода не может быть охлаждена ниже температуры мокрого термометра в воздухе.) Следовательно, каждая установка проектируется для данных условий температуры воды и температуры и влажности воздуха.

Табл. 4 представляет собой сводку атмосферных условий в различных районах СССР для наиболее холодного и жаркого месяцев в году (январь и июль)¹.

Градирнями пользуются в тех случаях, когда участок земли ограничен, как например в городах. Если в распоряжении имеется большая площадь, можно пользоваться специальными охлаждающими бассейнами или такими бассейнами, в которых охлаждение происходит только путем испарения с поверхности.

Градирни. Существуют три основных типа градирен: 1) атмосферные, работающие с помощью ветра, приводящего в соприкосновение свежий воздух с водой; 2) типа дымовой трубы, или градирни с естественной тягой, вызывающей движение воздуха; 3) механические, или градирни с искусственной тягой, работающие с вентилятором.

Центральная часть атмосферных градирен состоит из системы реек для разбрызгивания воды по поперечному сечению градирни в виде тонких струек. Градирни со всех сторон имеют открытые прорезы. Обычно градирни располагают на самом возвышенном месте постройки или в каком-либо ином месте, однако так, чтобы облегчить доступ к ним ветра, что особенно важно в жаркую, знойную погоду. Легкий ветер скоростью около 2 м/сек достаточен для создания тяги и обычно учитывается при расчетах охлаждающих установок такого рода. Если необходимо увеличить поверхность охлаждения, следует увеличивать высоту, а не ширину градирни; если требуется установка нескольких агрегатов, они должны располагаться на большом расстоянии один от другого. Работа градирен атмосферного типа нормальной конструкции может быть охарактеризована с помощью кривых охлаждения, показанных на рис. 32.

Пользование этими кривыми может быть иллюстрировано следующими примерами:

1. Если вода поступает на градирню при 38°C , температура мокрого термометра 21°C , при какой температуре вода будет охла-

¹ М. Ю. Лурье, «Сушильное дело» 1934.

Таблица 4
Атмосферные условия в различных районах СССР

Наименование пункта	Январь		Июль		Наименование пункта	Январь		Июль	
	°C	%	°C	%		°C	%	°C	%
Амурск	17,0	85	20,3	59	Казань	-13,6	86	19,9	63
Арма-Ата	8,6	87	22,1	56	Калуга	-9,7	89	18,4	68
Архангельск	13,3	88	15,3	79	Керчь	1,3	88	23,4	68
Астрахань	7,1	91	25,2	58	Киев	6,0	89	19,3	69
Ашхабад	0,4	86	29,6	41	Кострома	-12,3	87	18,2	71
Баку	3,4	82	25,3	65	Краснодар	2,4	90	28,6	46
Батуми	6,3	78	23,1	84	Красноярск	2,1	90	23,7	67
Благовещенск	24,2	78	21,2	72	Курск	-18,2	81	19,4	67
Брянск	8,8	88	18,2	74	Кутанси	9,3	88	19,4	67
Владивосток	13,7	87	20,6	77	Ленинград	4,4	76	23,8	73
Воронеж	4,4	87	20,4	74	Новосибирск	7,7	84	17,5	69
Волгоград	11,7	89	18,3	69	Одесса	2,0	88	22,2	59
Воронеж	12,0	85	17,6	70	Омск	6,8	88	17,5	78
Воронеж	9,8	90	20,6	62	Орск	10,8	88	18,0	70
Воронеж	15,1	86	18,1	71	Орск	-4,0	88	18,0	63
Грозный	12,2	89	19,4	68	Пенза	19,3	83	23,1	59
Днепропетровск	4,9	88	23,9	70	Тбилиси	8,4	88	19,7	73
Днепропетровск	6,0	88	22,3	60	Томск	2,0	85	17,6	68
Днепропетровск	5,8	88	20,9	60	Уфа	3,1	88	23,6	61
Иркутск	12,0	90	18,8	71	Харьков	19,6	85	22,6	66
Иркутск	20,9	85	17,2	72	Херсон	9,5	85	19,1	70
Иркутск	16,0	84	17,2	72	Челябинск	12,5	85	18,6	66
Киров	16,0	84	18,0	72	Челябинск	0,1	80	20,0	51
Киров	21,1	86	17,5	72	Челябинск	19,4	83	24,6	51
Киров	6,1	89	23,7	59	Челябинск	14,0	85	23,5	76
Киров	9,2	92	24,8	47	Челябинск	15,0	86	19,4	47
Киров	11,3	84	23,1	53	Челябинск	7,7	86	20,6	67
Киров	16,2	84	17,2	70	Челябинск	3,4	89	23,3	65
Киров	20,0	83	23,3	68	Челябинск	18,2	84	18,6	62
Киров	16,0	88	21,8	56	Челябинск	2,4	82	23,2	72
Киров	8,4	88	17,6	78	Челябинск	3,5	89	18,7	63
Киров	9,9	85	24,7	50	Челябинск	2,4	89	23,0	60
Киров	11,1	88	20,0	68	Челябинск	3,7	76	24,1	60
Киров	1,3	81	26,8	46	Челябинск	3,7	76	24,1	60

дать градирию? Ищем точку пересечения кривой при температуре мокрого термометра в 21°C и прямой, соответствующей 26°C. Точка пересечения соответствует ординате, которую мы назвали равной 26°C.

2. Узнать температуру воды, покидающей градирию, если средняя ее охлаждения равнялась 11°C, температура же мокрого термометра 21°C. Ищем точку пересечения линии, соответствующей средней охлаждению в 11°C, с кривой температуры мокрого термометра в 21°C; находим, что ордината этой точки пересечения соответствует температуре в 25°C, при которой вода покидает градирию. При большей скорости циркуляции температура воды, покидающей градирию, будет несколько выше.

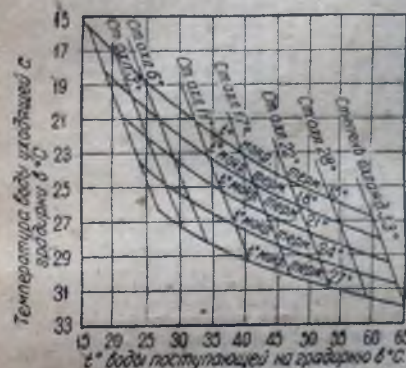


Рис. 32. Кривые охлаждения для градири атмосферного типа.

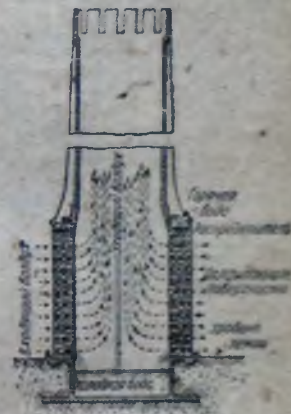


Рис. 33. Продольный разрез железобетонной градири типа дымоходной трубы.

Площадь сечения градири вычисляется из расчета интенсивности орошения, равной примерно 3,7 м³ воды в час на 1 м² сечения.

В градири естественной тягой, или типа дымоходной трубы, прорезы со всех сторон заменены сплошной стеной, лишь основание градири имеет отверстия. Теплый воздух внутри трубы стремится подняться вверх, создавая таким образом тягу, подобно тому, как это происходит в дымоходной трубе. Рис. 33 представляет собой продольный разрез градири такого типа, в которой охлаждающая поверхность устроена в кольцеобразном пространстве основания градири и воздух протягивается через него в горизонтальном направлении, уменьшая таким образом внутреннее сопротивление трубы по сравнению с противоточной конструкцией и соответственно увеличивая объем воздуха, проходящего при данной температуре труб. Эта конструкция обладает другим существенным преимуществом, которое заключается в ее способности использовать движение ветра, подобно атмосферной градири, и таким образом чрезвычайно увеличивать средний объем воздуха, соприкасающийся с охлаждаемой

водой; поэтому средние температуры получаются значительно ниже тех, которые возможны при противоточных конструкциях. Эти достоинства делают этот тип градирни чрезвычайно пригодным для жарких районов, в которых можно рассчитывать на постоянные умеренные ветры.

Охлаждающая поверхность состоит из треугольных реек, уложенных в решетку. В центре градирни находится вертикальная перегородка, препятствующая прохождению воздуха поперек градирни при сильных ветрах, которые в этом случае выдували бы воду с подветренной стороны. Так как доступ к решеткам открыт со всех сторон, чистка их не представляет затруднений.

Градирни с естественной тягой обычно устанавливаются на большие производительности и, следовательно, имеют большие размеры.

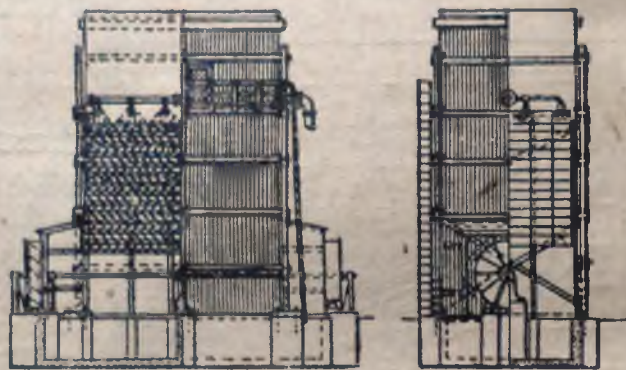


Рис. 34. Типовая установка градирни с искусственной тягой; деревянная градирня на бетонном фундаменте.

Стоимость трубы, представляющая собой небольшой расход при большой градирне, относительно велика при малой градирне. Градирня с естественной тягой не особенно пригодна при невысоких начальных температурах воды, потому что ее работа зависит от разности плотностей насыщенного влажным теплого воздуха внутри градирни и холодного сухого воздуха снаружи.

Градирни с естественной тягой могут быть рассчитаны на охлаждение, не вполне достигающее до температуры мокрого термометра наружного воздуха, как при атмосферных градирнях, для которых даны кривые на рис. 32¹.

Градирни с искусственной тягой также имеют со всех сторон сплошные стены. Внизу градирни устанавливается вентилятор для того, чтобы прогонять воздух через градирню. Градирни с искусственной тягой являются наиболее компактными агрегатами и строятся тогда, когда отведенная площадь недостаточна для установки градирен первых двух типов или когда нельзя рассчитывать на свободный доступ ветра к градирне. Доставляемый воздух должен быть рассчитан на охлаждение воды внутри градирни до температуры, несколько отли-

¹ Расчет градирен с естественной тягой, см. Благоев, Градирни, изд. ОНТИ, 1933. Прил. ред.

чающейся от температуры влажного термометра, или на определенную степень охлаждения. Рис. 34 представляет собой проволочную решетку градирни с искусственной тягой промышленного типа. Кривые характеризующие работу градирен с вентиляторными, даны на рис. 35 и 36.

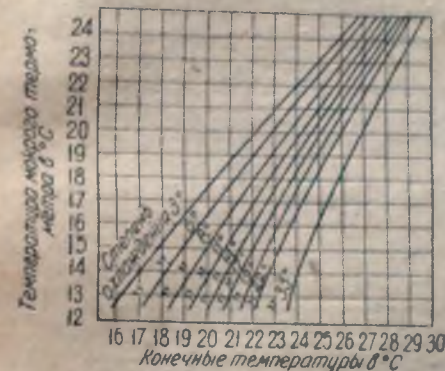


Рис. 35. Градирни с искусственной тягой. Кривые характеристики.

Интенсивность орошения $= 5 \text{ м}^3/\text{час}$ на каждый кв. метр горизонтальной площади градирни. Отношение воздуха к воде $= 1.5$ (отношение подаваемого воздуха к количеству циркулирующей воды в единицу времени, по весу). Скорость воздуха в градирне $= 3.5 \text{ м/сек}$. Суммарная поверхность водяной пленки и водяных брызг, омываемых воздухом, составляет 0.74 м^2 на каждый кг циркулирующей воды в минуту. Требуемый напор воздуха $= 10 \text{ мм вод. столба}$.



Рис. 36. Кривые охлаждения для градирни с вентиляторными.

Пользование этими кривыми аналогично пользованию кривыми на рис. 32.

Охлаждающие бассейны. В тех случаях, когда это позволяет место, охлаждение циркулирующей воды достигается разбрыз-

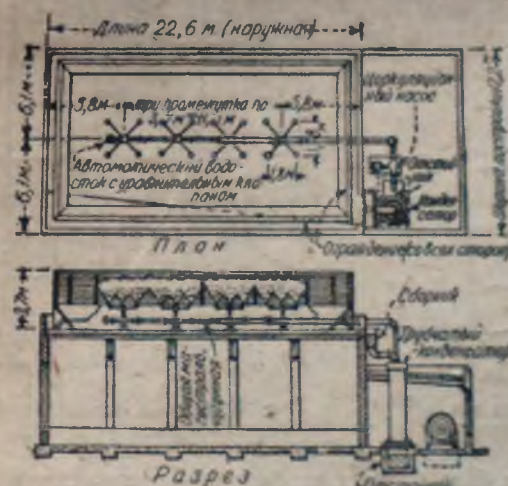


Рис. 37. Типовая охлаждающая система с распыливанием при искусственном льда. Четыре группы 20 спиральных сопел № 24. Производительность 1900 л/мин при давлении 0.5 атм.

гиванием ее в воздух. Соприкосновение разбрызгиваемой воды с воздухом до достижения водой поверхности бассейна сравнительно ограничено, и, следовательно, охлаждение в этот период невелико. Рас-

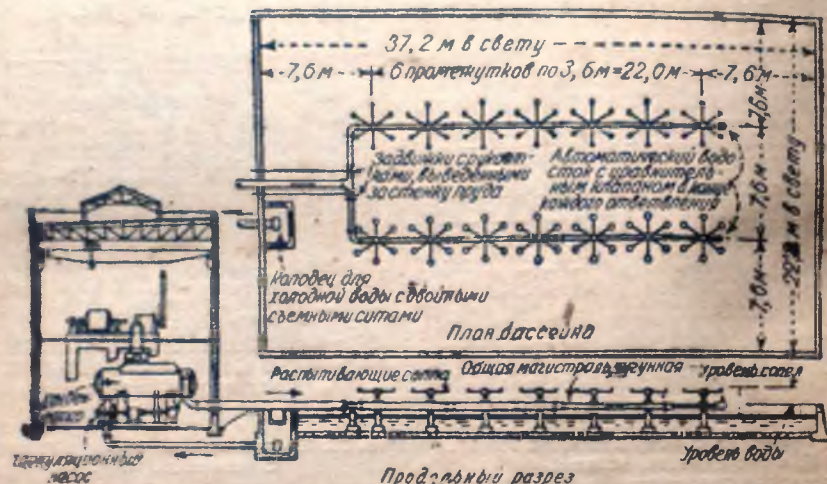


Рис. 38. Типовая охлаждающая система с распыливанием при силовой станции (производительность 12700 л/мин при давлении 0,5 кг/см²).

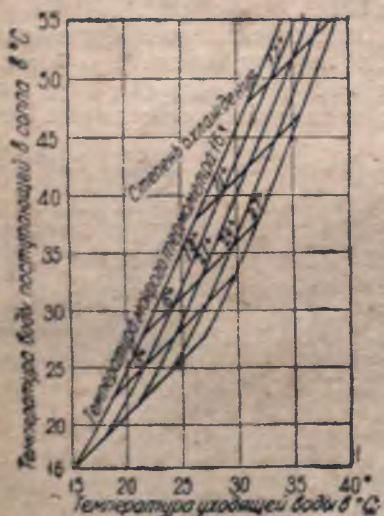


Рис. 39. Кривые охлаждения для аммиачнохолодильной установки.

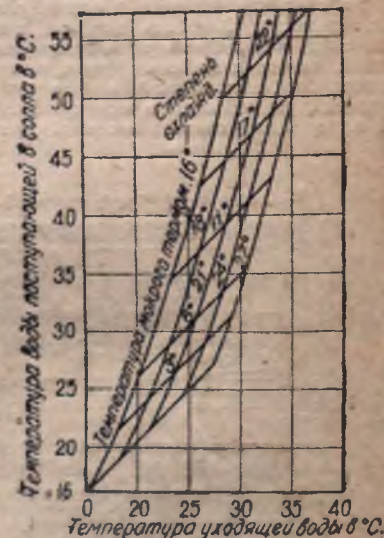


Рис. 40. Кривые охлаждения для паросиловых установок.

положение сопел должно быть таково, чтобы распыленная струя воды от одного сопла не соприкасалась с распыленной струей другого сопла. Это дает возможность влажному воздуху подниматься над бассейном и сухому воздуху замещать его. Трубы обычно проклады-

ваются на 0,6 м выше уровня воды, и сам бассейн должен иметь около 1 м глубины. Бассейн должен быть достаточно большим для того, чтобы не могло произойти его переполнения, для же должны быть предусмотрены стоки для воды.

Рис. 37 и 38 изображают типовые охлаждающие установки при заводе искусственного льда и при силовой станции.

Кривые охлаждения даны на рис. 39 и 40 соответственно для аммиачнохолодильной и паросиловой установок. Вода из охлаждающих бассейнов используется также для охлаждения двигателей электрических трансформаторов, очистителей для масел, топочных аппаратов при термической обработке металлов и в различных специальных случаях.

В устройстве сопел в настоящее время достигнуты значительные усовершенствования, особенно в конструкциях незасоряющихся сопел.

Табл. 5 указывает производительность трех типов сопел, наиболее часто применяемых при оборудовании охлаждающих бассейнов. Давление воды перед соплами обычно составляет около 0,5 кг/см², хотя в зимнее время оно может быть несколько ниже.

Таблица 5

Производительность сопел в литрах в минуту при различных рабочих давлениях

Тип	Размеры в мм	Рабочее давление в кг/см ²					
		0,35	0,42	0,49	0,56	0,63	0,70
Многоструйный (Multispray)	51	204	227	246	266	284	303
	64	292	322	348	371	392	413
	76	435	473	503	536	562	589
Одноструйный (Unispray)	25	42	49	63	67	...	81
	38	76	83	91	98	...	106
	51	128	165	184	199	...	214
Плоско-струйный (Flatspray)	38	98	106	114	121	129	136
	51	159	170	182	193	204	215

Данные относительно других типов сопел, употребляемых для этих же целей, приводятся ниже.

Таблица 6

Производительность сопел в литрах в минуту при различных давлениях

Тип	Размеры в мм	Рабочее давление в кг/см ²			
		0,35	0,70	1,0	1,4
Center jet	51	127	182	221	258
Ramp bottom	38	87	115	138	156
Ramp bottom	51	161	231	282	336

Таблица 7

Постоянная влажность воздуха над реактивами

Следующие системы, расположенные в порядке увеличения влажности, взяты из „International Critical Tables“, vol. I (pp. 67—68). Насыщенный водный раствор солей, имеющий избыток твердой фазы, сохраняет постоянную влажность воздуха в закрытом пространстве при определенной температуре.

Твердая фаза	Максимальная t°C	% влаги	Твердая фаза	Максимальная t°C	% влаги
H ₃ PO ₄ · 1/2 H ₂ O	24,5	9	Mg(C ₂ H ₃ O ₂) ₂ · 4H ₂ O	20	65
ZnCl ₂ · 1/2 H ₂ O	20	10	NaNO ₂	20	66
K ₂ C ₂ H ₃ O ₂	168	13	(NH ₄) ₂ SO ₄	108,2	75
LiCl · H ₂ O	20	15	NaC ₂ H ₃ O ₂ · 3H ₂ O	20	76
K ₂ C ₂ H ₃ O ₂	20	20	Na ₂ S ₂ O ₃ · 5H ₂ O	20	78
KF	100	22,9	NH ₄ Cl	20	79,2
NaBr	100	22,9	NH ₄ Cl	25	79,3
CaCl ₂ · 6H ₂ O	24,5	31	NH ₄ Cl	30	79,5
CaCl ₂ · 6H ₂ O	20	32, 3	(NH ₄) ₂ SO ₄	20	81
CaCl ₂ · 6H ₂ O	18,5	35	KBr	20	84
CrO ₃	20	35	Ti ₂ SO ₄	104,7	84,8
CaCl ₂ · 6H ₂ O	10	38	KHSO ₄	20	86
CaCl ₂ · 6H ₂ O	5	39,8	Na ₂ CO ₃ · 10H ₂ O	24,5	87
K ₂ CO ₃ · 2H ₂ O	24,5	43	K ₂ CrO ₄	20	88
K ₂ CO ₃ · 2H ₂ O	18,5	44	NaBrO ₃	20	92
Ca(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O	24,5	51	Na ₂ CO ₃ · 10H ₂ O	18,5	92
NaHSO ₄ · H ₂ O	20	52	Na ₂ SO ₄ · 10H ₂ O	20	93
Mg(NO ₃) ₂ · 6H ₂ O	24,5	52	Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O	20	95
Ca(NO ₃) ₂ · 4H ₂ O	18,5	56	NaF	100	96,6
NaClO ₃	100	54	Pb(NO ₃) ₂	20	98
Mg(NO ₃) ₂ · 6H ₂ O	18,5	56	TiNO ₃	100,3	98,7
NaBr · 2H ₂ O	20	58	TiCl ₃	100,1	99,7

Более полный перечень солей с некоторыми подробностями см. „International Critical Tables“, vol. I, p. 68 (русское издание, т. I, стр. 83—84).

ОТДЕЛ ШЕСТОЙ

СУШКА

СОСТАВЛЕН Т. К. ШЕРВУДОМ (Т. К. SHERWOOD)

ПЕРЕВОД Л. Н. ДАВИДЕНКОВОЙ

ПОД РЕДАКЦИЕЙ П. Г. РОМАНКОВА

ПРИЛОЖЕНИЯ СОСТАВЛЕНЫ

А. М. ЛАСТОВЦЕВЫМ и П. Г. РОМАНКОВЫМ

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.		Стр.
А. СУШКА ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ		Камерные, туннельные и шкафы-сушилки	484
I. Механизм сушки твердых материалов	446	Пневматические сушилки	489
Период постоянной скорости	447	Вакуум-сушилки	490
Передача тепла через сухие поверхности	—	VII. Равновесная или гигроскопическая влажность	491
Излучение окружающей среды	449	VIII. Расчет сушилок	493
Влияние скорости воздуха	450	Пользование диаграммой Молле	—
Влияние влажности воздуха	450	Зависимость между температурой и влажностью в сушилке	497
Период падающей скорости	—	IX. Сушка топочными газами	501
Зона ненасыщенной поверхности сушки	451	X. Значения критических влагосодержаний и условия сушки различных материалов	507
Внутренняя диффузия	—		
Внутреннее испарение	453	В. СУШКА ГАЗОВ	
Основы механизма сушки	—	I. Химическая сушка	509
Приближенное уравнение для практических расчетов	455	II. Сжатие (компрессия)	510
Определение времени сушки и размеров сушилки при переменных сушильных условиях	456	III. Охлаждение (рефрижерация)	511
Трещины на поверхности материала и образование корки	459	IV. Поглощение твердыми телами (адсорбция)	—
Опытное высушивание в лабораторных условиях	460		
II. Классификация сушилок	462	С. ПРИЛОЖЕНИЯ	
III. Циркуляция и рециркуляция воздуха	464	I. Вакуум-сушилки	513
Конденсация на стенках сушилки	466	Вакуум-сушильные шкафы	514
IV. Расход тепла сушилками	467	Вальцовые вакуум-сушилки	517
V. Экономайзеры	470	Гребковые вакуум-сушилки	521
VI. Типы сушилок	—	Конденсаторы вакуум-сушилок	529
Распыливающие сушилки для жидкостей	—	II. Барабанные сушилки	530
Вальцовые сушилки для жидкостей	472	III. Калориферы	532
Сушилки с мешалками	473	Калориферы смешения	—
Вращающиеся барабанные сушилки	476	Поверхностные калориферы	—
Сушильные барабаны для листовых материалов	481	Газовые калориферы	—
		Паровые калориферы	536

ЛИТЕРАТУРА

- Lewis, Ind. Eng. Chem. 13, 427 (1921).
 Sherwood, Ind. Eng. Chem. 21, 12 (1929).
 Sherwood, Ind. Eng. Chem. 21, 97 (1929).
 Sherwood, Ind. Eng. Chem. 22, 132 (1930).
 Lewis, Trans. A. S. M. E. 44, 325 (1922).
 Hinchley and Himus, Trans. Inst. Chem. Eng. (Англия) 2, 57 (1924) и Chem. Ind. 43, 840 (1924).
 Carrier, Ind. Eng. Chem. 13, 432 (1921).
 Newman, Trans. A. I. Ch. E. 27, 310 (1931).
 Newman, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind. 5, 32 (1922).
 Newman, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind. 6, 112 (1923).
 Newman, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind. 7, 182 (1924).
 Adams, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind. (1931).
 Adams and Cooper, Ind. Eng. Chem. 22, 127 (1930).
 Stewart, Chem. Met. Eng. 35, 471 (1928).
 Reavell, J. Soc. Chem. Ind. 46, 925, 951 (1927).
 Power, Chem. Eng. Mining. Rev. 20, 201 (1928).
 Alliot, J. Soc. Chem. Ind., 33, 173 T (1919).
 Atwater and Borkland, Chem. Met. Eng. 26, 226 (1923).
 Morgan, Trans. Inst. Chem. Eng. (Англ.) 6, 131 (1928).
 Ruggles-Coles Driers, Bull. 16 B, Hardinge Co (1930).
 Lewis, Mc Adams and Adams, Pulp Paper Mag. Can., февраль 1927, p. 122.
 Stamm, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind. 15, 208 (1932).
 Montgomery, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind., (1933).
 Slater and Warner, Mech. Eng. 44, 587 (1922).
 Carrier and Stacey, Ind. Eng. Chem. 13, 428 (1921).
 Tiemann, "The Kiln Drying of Lumber" (Сушилки для дерева), Lippincott Philadelphia (Филадельфия), 1927.
 J. Franklin Inst., 188, 27 (1919).
 Minton, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind. 7, 1 (1924).
 Holden, Chem. Met. Eng., 28, 801 (1923).
 "International Critical Tables" vol. 3, p. 385 McGraw-Hill, New York, 1928 (русское издание — Справочник физических, химических и технологических величин, т. III).
 Topholme, Gas Age-Record 63, 311—313 (1929).
 Lewis, J. Iron Steel Inst. (Лондон), сентябрь, 1927.
 Lewis, Engineering (Лондон), дек. 30, p. 583 (1927).
 Lewis, J. Soc. Chem. Ind. 46, 902 (1927).
 Sherwood, Ind. Eng. Chem. 24, 307 (1932).
 Sherwood and Comings, Ind. Eng. Chem. 25, 311 (1933).
 Gililand and Sherwood, Ind. Eng. Chem. 25, 1134 (1933).
 Sherwood, Heating, Piping and Air, Conditioning, V, 4 (1933).
 Gililand and Sherwood, Ind. Eng. Chem. 26, 1093 (1934).
 Comings and Sherwood, Ind. Eng. Chem. 26, 1096 (1934).
 Fischer, Chem. and Ind., 54, 42, 343 (1935).
 Weisselberg, Chem. Met. Eng. 8 (1932) и 5 (1933).
 Weisselberg, Trans. Amer. Soc. Mech. Eng., vol. 57, 1 (1935).
 Лыков, Изв. ВТИ, № 3, № 7, № 6 (1933).
 Лыков, Изв. ВТИ, № 5 (1934).
 Лыков, Ж. Техн. физ., т. IV, вып. 5 (1934).
 Лурье М. Ю., Сушильное дело, Кубуч, Ленинград 1934.
 Гирш М., Сушка и сушилки, Москва 1929.
 Биркгаи Ю. Б., Сушилки в химической промышленности, Госмашметиздат, Москва 1934.
 Павлов К. Ф. и Романков П. Г., Сушка (Методы расчета и проектирования сушильных установок), Москва 1934.
 Нохрятин К. А. Искусственная сушка в керамической промышленности, Госстройиздат, Москва 1934.
 Гаусбранд Б., Сушка воздухом и паром, Харьков 1934.
 Марр Отто, Сушка и сушилки, Ленснабтехиздат 1932.
 Вейс М., Сушка угля, Горно-геолого-нефтяное изд-во Москва - Грозный 1934.

- Милинович Я. М., Искусственная сушка дерева, М. — Л. 1934.
 Селюгин Н. С., Сушка древесины, Лестехиздат 1936.
 Селюгин Н. С., Методика испытаний сушил для дерева, Кубуч, Ленинград 1932.
 Песоцкий А. Н., Сушка дерева в сушилках, 1933.
 Тищенко И. А., Производство сахара из сушеной свеклы, Снабтехиздат, М. — Л. 1933.
 Кнутов Г. Д., Сушка рафинада, Снабтехиздат, М. — Л. 1933.
 Грум-Гржимайло В. Е., Принципы работы гидравлически приводимых сушил, НТУ ВСНХ 1928, № 278.
 Иваницов Г. П., Расчет естественной циркуляции в сушилах многократного действия, НТУ ВСНХ 1928, № 278.
 Ворошилов А. П., Барабанный сушильный агрегат, Энергиздат М. — Л. 1934.
 Гоголев Ф. Т., Теория и практика сушки маслянистых семян, Снабтехиздат, М. — Л. 1934.
 Романков П. Г. и Давиденкова Л. Н., Динамика сушки твердых материалов, Москва, 2 изд., 1935.

А. СУШКА ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

Обычно процесс сушки рассматривается, как процесс удаления жидкости из твердого вещества, причем удаляемой жидкостью чаще всего бывает вода. Удаление воды из раствора твердого вещества называется выпариванием, но определенной границы между процессами выпаривания и сушки провести нельзя. Обыкновенно удаление воды из твердого вещества в том случае называется сушкой, когда вода находится в относительно малых количествах.

Сушка может быть осуществлена различными способами, как то: прессованием, центрифугированием, абсорбцией, адсорбцией, испарением содержащейся воды¹. Бумажная машина соединяет прессование, адсорбцию и испарение, заключая в себе прессовальные вальцы, войлок и сушильные барабаны (каландры). В большинстве случаев удаление воды испарением представляет собой наиболее дорогой вид сушки, поэтому перед тем, как производить испарение, следует возможно большее количество воды удалять прессованием, центрифугированием или каким-либо иным механическим путем. Например при утилизации отбросной древесной коры в качестве топлива материал перед поступлением собственно в сушилку по возможности полно обезвоживается прессованием. Так как наибольшее значение для практики имеет воздушная сушка, т. е. испарение воды в токе воздуха или иного газа, все дальнейшие рассуждения будут относиться к этому методу сушки твердых веществ.

1. МЕХАНИЗМ СУШКИ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

В начальной стадии высушивания очень влажного вещества (при постоянных условиях сушки) вся поверхность материала насыщена водой, и процесс сушки подобен процессу испарения воды со свободной поверхности жидкости. До тех пор, пока поверхность совершенно мокра, скорость испарения не является функцией влагосодержания материала, и при постоянных условиях скорость сушки остается постоянной. Эта стадия носит название «периода постоянной скорости». Однако при некотором определенном влагосодержании скорость сушки начинает убывать, и, начиная с этого момента, процесс сушки вступает в «период падающей скорости». Влагосодержание материала в конце периода постоянной скорости и в начале периода падающей скорости носит название «критического влагосодержания». Если сушка продолжается долгое время, то влагосодержание материала приближается к конечному значению, которое зависит от влажности воздуха и называется «равновесным влагосодержанием».

¹ Определение понятия «Сушка», данное автором, не вполне точно. Под «сушкой» следует понимать удаление влаги из твердого вещества путем перевода ее в парообразное состояние.

Прессование, центрифугирование, абсорбция, адсорбция не есть способы «сушки», а представляют собой различные методы более общего процесса «обезвоживания», частным случаем которого является «сушка». *Прим. ред.*

Период постоянной скорости

В течение периода постоянной скорости испарение происходит на поверхности мокрого материала; скорость сушки определяется скоростью диффузии водяного пара сквозь поверхность материала в окружающую среду. При этом материал принимает некоторую постоянную равновесную температуру, точно так же как свободная поверхность жидкости принимает температуру мокрого термометра.

Если тепло, необходимое для испарения, доставляется только путем теплопроводности той же поверхностной пленки воздуха, семью которую диффундирует пар, то поверхность материала принимает температуру мокрого термометра.

Если же тепло поступает иным путем, как-то: излучением или теплопроводностью греющих поверхностей, прилегающих к сухим поверхностям материала, то температура поверхности материала превышает температуру мокрого термометра и скорость сушки возрастает.

Иногда довольно значительным бывает начальный пусковой период, в течение которого влажный материал нагревается или охлаждается до равновесной температуры, которая преобладает в периоде постоянной скорости.

Передача тепла через сухие поверхности. Тепловой поток, направляющийся от воздуха или греющих элементов к сухим поверхностям, прилегающим к материалу, легко проникает через них, благодаря теплопроводности твердых тел. Это явление, часто непредвиденное, может быть важным фактором, влияющим на скорость сушки, особенно в периоде постоянной скорости. Например, если у кусковых или плоских материалов одну или несколько граней покрыть или иным образом сделать водонепроницаемыми, то тепло, поступающее через эти грани, повышает температуру испарения воды и тем самым повышает скорость сушки.

Так, в случае небольших плиток белильной пасты, у которых были изолированы некоторые грани, так что отношение сухой поверхности к влажной равнялось 1:6, скорость сушки в периоде постоянной скорости оказалась на 70% выше, чем в случае тонких плит из того же материала с необработанными гранями. [Sherwood, Ind. Eng. Chem. 21, 976 (1929)].

Излучение окружающей среды. Лучистая теплота окружающей среды, обладающей более высокой температурой, чем температура мокрого термометра, производит аналогичное действие в отношении повышения температуры материала и, следовательно, увеличения скорости сушки. Излучение имеет большое значение в практике высушивания, так как в обогреваемой сушилке материал, воспринимающий излучение от калорифера или от иного греющего элемента, высыхает заметно скорее, чем будучи окружен таким же влажным материалом. Таким образом лучистая теплота может быть использована для повышения скорости сушки и, следовательно, для увеличения производительности данной сушилки. Скорость сушки в килограммах в час при влажной поверхности, равной S м², может быть приближенно представлена уравнением:

$$\frac{dw}{dt} = RS(x_2 - x_1) \quad (1)$$

где x_1 — абсолютное влагосодержание воздуха,

x_2 — влагосодержание насыщенного воздуха при температуре поверхности материала (обе величины выражены в кг воды на кг абсолютно сухого воздуха) и

R — константа.

Употребляя соотношение

$$\frac{\alpha_c}{R} = C$$

[Lewis, A. S. M. E., 44, 325 (1922), хотя это соотношение, как теперь известно, не имеет теоретического обоснования, но экспериментальным путем установлено, что оно вполне справедливо для водяного пара в воздухе] и составляя тепловой баланс, получим:

$$\frac{r_s}{C} (x_2 - x_1) = (t_a - t_s) + \frac{p_c}{\alpha_c} (t_r^4 - t_s^4), \quad (2)$$

где r_s — скрытая теплота испарения в кал на кг, при температуре поверхности,

C — теплоемкость влажного воздуха в кал/°C на кг сухого воздуха

$$C = C_a + C_w x_1,$$

где C_a — удельная теплоемкость сухого воздуха;

C_w — удельная теплоемкость водяного пара;

t_a — температура воздуха в °C абс.;

t_s — температура поверхности материала, °C абс.;

t_r — температура окружающей среды, °C абс.;

p — степень черноты поверхности материала (см. отдел теплопередачи, стр. 239–280);

c — константа излучения ($= 5$) $= 4,96 \cdot 10^{-8}$;

α_c — коэффициент теплопередачи поверхности кал/м² · час · °C.

Так как скорость сушки пропорциональна произведению $\alpha_c(x_2 - x_1)$, это уравнение в сочетании с зависимостью между x_2 и t_s , которая дается диаграммой Моллье (см. ниже), может служить для определения относительных скоростей сушки, когда материал подвергается воздействию различного рода излучений.

Пример 1. Рассмотрим влияние излучения на скорость сушки тонкого листа влажного материала в воздухе, имеющем температуру 40° C и влагосодержание 0,017. При отсутствии излучения материал принимает температуру мокрого термометра — 27° C. Теперь предположим, что влажный материал окружен подогревателем, излучающим тепло, поверхность которого имеет температуру 190° C (463° абс.), и допустим, что $p = 0,9$ и $\alpha_c = 21,5$ кал/м² · час · °C. Скрытая теплота r_s составляет около 589 кал/кг.

Вышеприведенное уравнение может быть переписано в следующем виде:

$$\frac{589}{0,248} (x_2 - 0,017) = (313 - t_s) + \frac{0,9 \cdot 4,96 \cdot 10^{-8}}{21,5} (463^4 - t_s^4).$$

Уравнение может быть решено с помощью кривой насыщения на диаграмме Моллье, дающей соотношение между t_s и x_2 .

Решение следующее:

$$x_2 = 0,048 \text{ и } t_s = 313,$$

т. е. температура материала поднялась до температуры воздуха.

Скорость сушки повысилась в $\frac{0,048 - 0,017}{0,022 - 0,017} = 6,2$ раза по сравнению с прежним временем сушки, когда материал не получал тепла от излучения.

Влияние скорости воздуха. С некоторым приближением можно считать, что процесс испарения влаги из материала в периоде постоянной скорости сушки идентичен с процессом испарения жидкости со свободной поверхности. Закон Дальтона для скорости испарения жидкости со свободной поверхности имеет следующий вид:

$$W = G(H - h) \frac{760}{b} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{час}, \quad (3)$$

где W — количество воды, испаренной с м² в час в кг;

G — коэффициент испарения, кг/м² · час на мм Hg;

H — давление насыщенного водяного пара при температуре испаряющейся воды в мм Hg;

h — парциальное давление пара в протекающем воздухе или окружающей среде в мм Hg;

b — барометрическое давление в мм Hg.

Так как скорость сушки в ее постоянном периоде зависит от скорости, с которой пар диффундирует сквозь поверхностную пленку воздуха, фактор, воздействующий на толщину этой пленки, влияет на скорость сушки в этом периоде. Возможно, что наиболее значительным фактором этого рода является скорость воздуха над поверхностью материала; скорость воздуха имеет такое же влияние на скорость сушки, какое она имеет на коэффициент теплопередачи от твердого тела к газу в воздушных подогревателях и аналогичных установках. Хотя зависимость между скоростью сушки и скоростью воздуха была изучена целым рядом исследователей, наилучшие данные были повидимому получены Хинчлеем и Хаймсом [Hinchley и Himus, Trans. Inst. Chem. Eng. (Англ.) 2, 57 (1924); Chem. Ind., 43, 840 (1924)] и Керриер [Carrier, Ind. Eng. Chem., 13, 432 (1921)].

В результате большого количества опытов над скоростью испарения воды из плоских сосудов в воздух при обыкновенной температуре Хинчлей и Хаймс предлагают уравнение¹:

$$G = 0,03076 + 0,0134 v, \quad (4)$$

где G представляет собой скорость испарения в кг/м² · час на мм Hg разности между давлением водяного пара при температуре поверхности и парциальным давлением водяного пара в воздухе, и v — скорость воздуха над поверхностью в м/сек. Для случая испарения воды с плоского мокрого фитиля Керриер предлагает следующие равенства для параллельного тока:

$$G = 0,0186 + 0,0164 v, \quad (5)$$

для перпендикулярного тока:

$$G = 0,0395 + 0,0339 v, \quad (6)$$

где v и G имеют прежние значения.

Так как коэффициент G зависит от толщины воздушной пленки, которая, как это известно из данных теплопередачи, изменяется в 0,8 степени скорости воздуха, можно предположить, что уравнение

$$G = \text{const} \times (v)^{0,8}$$

будет лучше соответствовать действительности, чем линейные зависимости, предложенные вышеуказанными авторами.

¹ Уравнение действительно при скорости воздуха $v \neq 0$ м/сек.

Уравнение

$$G = 0,029 (\gamma \cdot v)^{0,8} \quad (7)$$

вполне соответствует приведенным выше выражениям и пригоден для пользования при скоростях воздуха от 1 до 6 м/сек и при обычных температурах и давлении; γv представляет собой количество воздуха в кг/м² · сек (весовая скорость), а γ — удельный вес воздуха в кг/м³, v — скорость воздуха в м/сек.

★ Новейшие экспериментальные работы сушильной лаборатории Всесоюзного теплотехнического института¹ показывают, что скорость испарения воды со свободной поверхности для очень большого диапазона температур воздуха (от 40 до 225° С) и скоростей воздуха от 1 до 7,5 м/сек прямо пропорциональна потенциалу сушки и прямолинейно зависит от скорости воздуха. Наиболее вероятное уравнение зависимости коэффициента скорости испарения от скорости воздуха будет:

$$G = 0,022 + 0,0168 \cdot v \text{ кг/м}^2 \cdot \text{час мм рт. ст.}, \quad (8)$$

где v — средняя скорость воздуха над жидкостью, м/сек. Более точно зависимость коэффициента G от скорости может быть выражена:

$$G = 0,016 + 0,023 \cdot v^{0,875} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{час мм рт. ст.} \quad (9)$$

Приведенные данные относятся к случаю, когда поток воздуха имеет направление, параллельное поверхности испарения; для потока, перпендикулярного к поверхности, скорость испарения приблизительно вдвое больше. *Доб. ред.*

Влияние влажности воздуха. Для целей практики можно принять, что скорость сушки пропорциональна или разности влажностей $x_2 - x_1$, как это установлено выше, или разности парциальных давлений $p_s - p_a$, хотя эти две величины не точно пропорциональны друг другу (p_s представляет собой давление водяного пара при температуре поверхности, а p_a — парциальное давление водяного пара в воздухе, т. е. давление водяного пара при точке росы).

Таким образом периодом постоянной скорости сушки можно управлять с большой точностью, регулируя влажность воздуха. Отметим, что в так называемом периоде постоянной скорости сушки до тех пор остается постоянной, пока постоянны условия сушки; в обычной сушилке влажность воздуха изменяется при прохождении воздуха над сушимым материалом и скорость сушки изменяется в противоточной сушилке непрерывно.

Период падающей скорости

Как следует из сказанного выше, период постоянной скорости заканчивается при критическом влагосодержании, после которого процесс сушки вступает в период падающей скорости. В том случае, когда критическое влагосодержание меньше желаемого конечного влагосодержания, весь процесс сушки состоит из периода постоянной скорости. В случае некоторых медленно сохнущих материалов, начальное влагосодержание может быть меньше критического, в этом

случае период постоянной скорости не появляется вовсе. Период падающей скорости в основном может быть подразделен на два неравных периода или зоны, которые в зависимости от материала сушки, преобладающего в каждом из них, называются *зоной неподвижной поверхности сушки* и *зоной, в которой процесс сушки управляет внутренняя диффузия жидкости*.

Зона ненасыщенной поверхности сушки. Этот период следует считать медленно за критической точкой; уменьшение скорости сушки в этой зоне является результатом уменьшения влажной поверхности материала. Поверхность материала не вполне насыщена влагой, сухие участки соприкасаются с воздушной пленкой, так что скорость испарения на единицу общей поверхности уменьшается. Действительно влажная поверхность в этой зоне является обычно линейной функцией влагосодержания, так что кривая, изображающая скорость сушки относительно влагосодержания материала, в этой области обращается в прямую. Механизм сушки в основном тот же, что и на протяжении периода постоянной скорости, так что скорость не зависит от толщины высушиваемого материала, и рассмотренные выше факторы, действующие на скорость сушки в периоде постоянной скорости, имеют такое же влияние на скорость сушки в этой зоне.

Внутренняя диффузия жидкости. Скорость диффузии воды к поверхности материала уменьшается с влагосодержанием материала, так что вторая критическая точка наступает тогда, когда сопротивление внутренней диффузии жидкости становится больше, чем сопротивление испарению на поверхности. В течение этой второй зоны периода падающей скорости скорость внутренней диффузии жидкости управляет скоростью сушки. Очевидно, если начальное влагосодержание меньше, чем соответствующее второй критической точке, внутренняя диффузия жидкости управляет всем процессом сушки.

Диффузия жидкости через большинство твердых материалов подчиняется тому же основному закону диффузии, который справедлив для случая диффузии тепла, и уравнение Фурье для теплопроводности применимо для сушки твердых материалов, когда процессом управляет внутренняя диффузия жидкости. Для случая плоского материала (плиты), толщина которого равна $2R$, зависимость между влагосодержанием и временем выводится и выражается рядом Фурье для E , выраженного как функция τ . E представляет собой соотношение свободного (общее минус равновесное) влагосодержания во время τ к начальному свободному влагосодержанию, а τ представляет собой отношение $\frac{K\theta}{R^2}$, где K — константа диффузии влаги сквозь твердый материал, и R — половина толщины плиты. В интегрированной форме эта зависимость имеет следующий вид:

$$E = \frac{8}{\pi^2} \left(e^{-\left(\frac{\pi}{2}\right)^2 \tau} + \frac{1}{9} e^{-9\left(\frac{\pi}{2}\right)^2 \tau} + \frac{1}{25} e^{-25\left(\frac{\pi}{2}\right)^2 \tau} + \dots \right) \quad (10)$$

Значения E и τ , полученные на основании этого теоретического соотношения, следующие:

$$\begin{aligned} \tau &= 0,02; 0,05; 0,10; 0,15; 0,20; 0,30; 0,40; 0,50; 1,00 \\ E &= 0,84; 0,75; 0,642; 0,563; 0,496; 0,387; 0,283; 0,176; 0,069 \end{aligned}$$

¹ М. Ю. Лурье и Н. М. Михайлов, Испарение воды со свободной поверхности, Изв. ВТИ № 3, 101 (1935), а также Скляренко С. И. и Баранев М. К., К вопросу о скорости испарения жидкостей, Ж. Физ. хим., т. VI, вып. 9 (1935). *Прим. ред.*

Это соотношение действительно при аналитических методах решения и может быть экстраполировано (предпочтительно изображенное графически) для целого ряда данных сушки, когда процессом управляет внутренняя диффузия жидкости. Кроме того уравнение (10) справедливо при следующих допущениях: 1) концентрация жидкости равномерна во всем материале в начале этого периода, 2) концентрация жидкости на поверхности материала падает до нуля немедленно после начала процесса сушки, 3) периоду внутренней диффузии не предшествует ни период постоянной скорости, ни период прямолинейно падающей скорости. Соответственные соотношения для различных других форм даны Ньюманом [Newman, Trans. A. I. Ch.E., 27, 310 (1931)].

Пример 2. Для сравнения экспериментальных данных с теоретической кривой может быть заготовлена специальная бумага с координатами τ и E ; при этом шкала τ имеет обыкновенные равномерные деления, шкала же E построена таким образом, чтобы в силу теоретического соотношения зависимость между E и τ получилась в виде прямой линии. Так как шкала τ постоянна, то получаемые данные в силу теоретического соотношения дадут на этой бумаге прямую линию для E в зависимости от τ , так же как и для E в зависимости от $\frac{\theta}{R^2}$ или от θ . Сравнение получаемой прямой линии с теоретической линией дает возможность непосредственно вычислять значения константы K .

Рис. 1 представляет собой данные, полученные при высушивании двух деревянных плиток тополя толщиной 1,27 см и 1,90 см, нанесенные как функция E от $\frac{\theta}{R^2}$ на специальную бумагу, описанную выше. Произвольно выбирая точку на прямой, например: $E = 0,60$ и $\frac{\theta}{R^2} = 3,72$ при теоретическом значении $\tau = 0,126$ (см. стр. 451) имеем:

$$\tau = 0,126 = \frac{K\theta}{R^2} = 3,72 \cdot 3600 K,$$

откуда $K = 9,4 \cdot 10^{-6}$ в единицах с. г. з. (граммов воды, диффундирующей через квадратный сантиметр в секунду на единицу разности концентраций, при толщине в 1 см; концентрация выражена в граммах воды на кубический сантиметр влажного дерева).

В том случае, когда перед периодом внутренней диффузии имеет место период постоянной скорости или период прямолинейно падающей скорости, уравнение (10) принимает следующий вид:

$$E' = \frac{1}{18} \left(e^{-\left(\frac{\pi}{2}\right)^2 \cdot \frac{K\theta}{R^2}} + \frac{1}{81} e^{-9\left(\frac{\pi}{2}\right)^2 \cdot \frac{K\theta}{R^2}} + \frac{1}{625} e^{-25\left(\frac{\pi}{2}\right)^2 \cdot \frac{K\theta}{R^2}} \right), \quad (11)$$

где

$$E = \frac{\text{содержание свободной влаги в материале во время } \theta \text{ после начала периода внутренней диффузии}}{\text{содержание свободной влаги в критической точке}}$$

Необходимо указать, что в этих условиях время сушки изменяется обратно пропорционально квадрату толщины плиты; тогда же, когда процессом управляет поверхностное испарение, время сушки изменяется обратно пропорционально первой степени толщины. Кроме того, в периоде управления внутренней диффузией жидкости, скорость сушки не зависит от скорости воздуха, и влажность воздуха имеет значение лишь постольку, поскольку она влияет на равновесное влагосодержание. Лучепропускание и теплопроводность окружающей среды повы-

шают температуру материала и таким образом увеличивают константу диффузии жидкости сквозь материал.

Внутреннее испарение. Так как в течение второй зоны периода падающей скорости скорость диффузии воды к поверхности меньше скорости испарения, влага у поверхности материала имеет тенденцию к исчезновению, т. е. плоскость испарения стремится уйти вглубь от поверхности. Это явление повидимому имеет место лишь при волокнистых или пористых материалах, как например древесины, но не коллоидальных, подобных глина. Когда испарение происходит внутри твердого вещества, пар должен диффундировать не только сквозь поверхностную пленку воздуха, но и сквозь относительно сухой поверхностный слой твердого материала. Действительная плоскость испарения находится на таком расстоянии от поверхности, что скорость диффузии пара сквозь материал и воздушную пленку равна скорости внутренней диффузии жидкости.

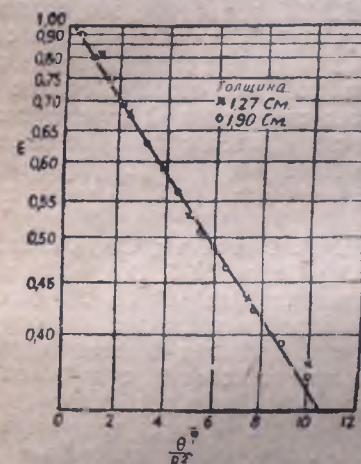


Рис. 1. Данные сушки деревянных досок (тополь), нанесенные на полулогарифмическую бумагу.

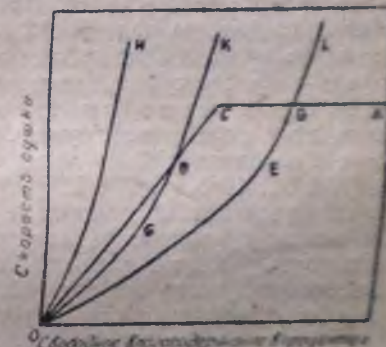


Рис. 2. Примеры кривых скорости сушки.

★ Предположение Шервуда об углублении поверхности испарения подтверждается работами Колесникова и Лыкова (ВТИ); в этом случае в уравнениях зависимости E от τ (10 и 11) R является величиной переменной и приобретает значение расстояния от центра тела до поверхности испарения (вместо R = половине толщины тела). Подробнее см. Колесников и Лыков. Теория углубления поверхности испарения при сушке плоских материалов. Изв. ВТИ, № 5—6 (1932). Доб. ред.

Основы механизма сушки

Рис. 2 изображает возможные кривые сушки, получаемые при высушивании различных материалов. Ось ординат представляет собой скорость сушки, выраженную в единицах веса испаренной воды с единицы поверхности в единицу времени, а ось абсцисс — влагосодержание материала. Горизонтальная линия CA изображает скорость испарения при совершенно мокрой поверхности материала, т. е. скорость

сушки в течение периода постоянной скорости. Три кривые *HO*, *KGO* и *LEO* изображают максимальные скорости диффузии жидкости к поверхности для материалов различной толщины; *HO* — для наиболее тонкого. Линия *ODC* дает соотношение между скоростью сушки и влажностью в условиях насыщенной поверхности сушки для некоторых материалов. Отсюда, так как скорость сушки в ее наиболее медленной части управляется процессом диффузии, результирующая кривая скорости для материала, обладающего известной толщиной, будет сложной кривой, составленной из *n* и *n* и *z* и *x* кривых, соответствующих скоростям в трех различных зонах. При образце средней толщины с начальным влажностью, равным *A*, скорость сушки протекает по прямой *AC* до критической точки *C*, где начинается зона ненасыщенной поверхности сушки; далее по прямой *CO* до второй критической точки *D*, где внутренняя диффузия жидкости начинает управлять процессом, и далее по кривой *DGO*. Толстый образец сохнет сперва со скоростью, соответствующей прямой *AC* до точки *B*, затем начинается зона, управляемая внутренней диффузией; зона ненасыщенной поверхности отсутствует. Для случая тонкого образца скорость сушки протекает по прямой *AC* до критической точки *C*; далее сушка идет вдоль прямой *CO*; достаточно тонкий образец совсем не имеет периода скорости сушки, которым управляет внутренняя диффузия. В этом случае период падающей скорости состоит лишь из зоны ненасыщенной поверхности сушки.

★ Последняя работа Фишера (E. A. Fischer, Chem. f. Ind., 54, 42, 343T, 1945, реф. в Журн. пром. орг. хим. № 5, 313, 1035) несколько уточняет представление о механизме сушильного процесса. Его опыты с материалом, который может рассматриваться как определенно выраженная капиллярная система, приводят к следующему объяснению. Когда поверхность вещества становится сухой, влага изнутри его поднимается по капиллярам и испаряется со скоростью, уменьшающейся в зависимости от уменьшения радиуса капилляра и от изменения давления пара. Скорость, с которой капилляры теряют влагу, зависит от отношения скорости испарения к объему испаряющейся воды, зависящему при данной длине от квадрата радиуса капилляра. Это отношение не может быть постоянным при разном влажностном содержании. Скорость подъема влаги по капиллярам на поверхность сначала больше скорости испарения с поверхности, затем наступает момент, когда на поверхность поднимается только влага из капилляров с меньшим радиусом: тогда скорость подъема влаги лимитирует скорость испарения, чем и объясняется изменение направления кривой сушки во второй части периода падающей скорости сушки. В этом периоде наблюдается испарение влаги внутри капилляров, и поверхность испарения все больше отступает внутрь материала, причем уменьшается коэффициент теплопередачи, так как толщина воздушной пленки над поверхностью испарения не может быть уменьшена за счет увеличения скорости воздуха, как это имеет место при испарении влаги с наружной поверхности материала.

Таким образом механизм сушки не может быть объяснен чисто термодинамическим характером диффузии жидкости изнутри материала к поверхности, т. е. без учета характера движения влаги по капиллярам материала. Поэтому нельзя недооценивать влияния свойств и толщины самого материала на скорость сушки, от которых зависит, имеет

ли период падающей скорости сушки две стадии или только одну, и насколько продолжительна каждая из них. Поэтому, меняя условия сушки и толщину материала, особенно для трудно высушиваемых веществ, можно влиять и на скорость сушки. (Доб. ред.)

Пример 3. Глиняная плитка, сохнувшая при достаточно высокой скорости испарения (процессом управляет внутренняя диффузия жидкости), теряет 60% своего первоначального влажностного содержания в 320 минут. При небольшой скорости испарения та же плитка требует 650 минут, чтобы высохнуть от 27,6% до 5,2% влаги (на сухой вес). Критическая влажность наступает при 17,2% влаги. Вычислить время, потребное для высушивания плитки до 2,6% влаги, принимая, что всем периодом падающей скорости управляет внутренняя диффузия жидкости. Равновесное влажностное содержание равно 1,5%.

Решение. При первом испытании $E = 0,40$ за 320 минут. Из теоретического соотношения между E и τ находим $\tau = 0,285$. Во втором случае

$$E = \frac{5,2 - 1,5}{17,2 - 1,5} = 0,286$$

и соответствующее значение $\tau = 0,50$. Следовательно, продолжительность периода падающей скорости составит:

$$\frac{0,50}{0,285} \cdot 320 = 561 \text{ мин.}$$

и продолжительность периода постоянной скорости:

$$650 - 561 = 89 \text{ мин.}$$

При 2,6% влаги

$$E = \frac{2,6 - 1,5}{17,2 - 1,5} = 0,07$$

и соответствующее значение $\tau = 1,00$.

Следовательно время, необходимое для высушивания до 2,6%, составит:

$$89 + \frac{1,00}{0,285} \cdot 320 = 1210 \text{ мин.}$$

Приближенное уравнение для практических расчетов. Как мы видим, механизм сушки в периоде падающей скорости весьма сложен; этот период может быть в основном подразделен на две зоны, представляющие собой два различных механизма сушки. Для практической оценки данных сушки, а также для расчетов при проектировании и эксплуатации промышленных сушилок можно пользоваться эмпирическим уравнением:

$$\ln \frac{(T_c - T_E)}{(T - T_E)} = K\theta; \quad (12)$$

T представляет собой влажностное содержание (на сухой вес) в некоторое время θ после начала периода падающей скорости, T_E — равновесное влажностное содержание, T_c — критическое влажностное содержание и K — константа. Это уравнение основано на предположении, что скорость сушки в периоде падающей скорости пропорциональна свободному влажностному содержанию $T - T_E$. Хотя это предположение лишь приближенно соответствует действительности, результаты, полученные при помощи эмпирического уравнения, были найдены вполне удовлетворительными при высушивании целого ряда различных материалов. В случае, если начальное влажностное содержание T_0 меньше критического, T_c замещается на T_0 и θ относится к общему времени сушки.

Пример 4. Некоторый материал высушивается до 10% влажности в 5 часов, высушивается до 20% влажности в 10 часов, высушивается до 30% влажности в 15 часов, высушивается до 40% влажности в 20 часов, высушивается до 50% влажности в 25 часов. Все данные влажностные содержания выражены в % на сухой вес. Предполагая, что процесс не имеет периода постоянной скорости (т. е. критическое влажностное содержание

материала больше начального), установить время, необходимое для высушивания материала до 8% влажности в тех же условиях сушки.

Решение. Подставляем в уравнение (12) числовые значения:

$$\ln \frac{(20-5)}{(10-5)} = K \cdot 5,$$

откуда $K = 0,2195$.

Для новых условий уравнение примет вид:

$$\ln \frac{(20-5)}{(8-5)} = 0,2195 \cdot \theta,$$

откуда требуемое время равно $\theta = 7,31$ час.

Пример 5. Очень влажный материал высыхает от 36 до 8% влажности при постоянных условиях сушки: время, потребное для сушки, составляет 5 часов. Сколько потребуется времени для того, чтобы материал высох до 5,5% влажности при тех же условиях сушки? Критическое влагосодержание равно 14% и равновесная влажность — 4% (все данные влагосодержаний выражены в % на сухой вес).

Решение. Предположение, согласно которому скорость сушки прямо пропорциональна свободному влагосодержанию, может быть выражено следующим образом:

$$\frac{dT}{d\theta} = -K(T-4).$$

Интегрируя, получаем равенство:

$$\ln \frac{(T_c - T_E)}{(T - T_E)} = K \theta_F = 2,3 \lg \frac{(14-4)}{(T-4)}, \quad (13)$$

которое применено к периоду падающей скорости; θ_F обозначает время сушки в период падающей скорости.

Продолжительность периода постоянной скорости может быть выражена следующим образом:

$$\theta_c = \frac{(T_0 - T_c)}{K(T_c - T_E)} = \frac{(36-14)}{K(14-4)},$$

так как скорость сушки в течение периода постоянной скорости равна скорости в критической точке, т. е. первоначальное уравнение может быть записано в виде:

$$\frac{dT}{d\theta} \text{ (период пост. скорости)} = -K(T_c - 4) = -K(14-4).$$

Суммируя продолжительность обоих периодов, получим:

$$\text{общее время} = 5 = \theta_F + \theta_c = \left[\left(\frac{2,3}{K} \right) \lg \frac{(14-4)}{(8-4)} \right] + \frac{(36-14)}{K(14-4)},$$

откуда $K = 0,624$, $\theta_F = 1,47$ и $\theta_c = 3,53$.

Для высушивания до 5,5% влажности, $\theta_c = 3,53$;

$$\theta_F = \frac{(2,3)}{(0,624)} \lg \frac{(14-4)}{(5,5-4)} = 3,03 \text{ час.}$$

Общее время = $3,53 + 3,03 = 6,56$ ч.

★ Определение времени сушки и размеров сушилки при переменных сушильных условиях. Выше были приведены уравнения (12, 13), пригодные для практических расчетов при постоянных внешних условиях сушки. Большей же частью процесс сушки протекает при переменных внешних условиях. Направление воздуха и его скорость практически всегда постоянны, что же касается степени насыщения, то влагосодержание воздуха, с момента впуска его в сушилку и до момента выпуска, непрерывно увеличивается, а температура непрерывно падает, если сушилка не имеет промежуточного подогрева

воздуха. Как уже установлено выше, состояние воздуха в сушилке влияет на скорость сушки в том периоде, которым управляет внешняя диффузия водяных паров в воздух. Следовательно, если состояние воздуха в сушилке непрерывно изменяется, то скорость сушки в этом периоде также будет непрерывно изменяться.

Для целей практики можно принять, что скорость сушки пропорциональна разности влагосодержаний воздуха: $x_{\text{нас.}} - x$. Выделив элементарный участок непрерывной сушилки, в которой материал сушится воздухом с влагосодержанием x и температурой t , можно считать, что на этом участке сушилки условия сушки постоянны, и материал сохнет с постоянной скоростью:

$$\frac{dW}{d\theta} = K(x_{\text{нас.}} - x)dS, \quad (14)$$

где $x_{\text{нас.}}$ — влагосодержание насыщенного воздуха в кг/кг сухого воздуха;

dS — поверхность материала в м^2 на выделенном участке сушилки;

K — константа, сушильный коэффициент $\text{кг/м}^2 \cdot \text{час}$ на единицу разности влагосодержаний.

Если через сушилку проходит в час L кг сухого воздуха, то в результате замены $\frac{dW}{d\theta} = Ldx$ и интегрирования уравнения $L \frac{dx}{x_{\text{нас.}} - x} =$

$= KdS$ в пределах от x_1 — влагосодержания входящего воздуха до x_2 — влагосодержания уходящего воздуха, найдем общую поверхность высушивания S_1 , которая должна быть развита в сушилке:

$$S_1 = \frac{L}{K} \ln \frac{x_{\text{нас.}} - x_1}{x_{\text{нас.}} - x_2}. \quad (15)$$

Это уравнение (15) может быть применимо лишь к первому периоду сушки, в течение которого испарение происходит со всей поверхности $S_1 \text{ м}^2$, т. е. до достижения материалом первого критического влагосодержания. Когда влагосодержание материала достигнет первой критической точки, активная поверхность уменьшается согласно уравнению

$$S_2 = m \cdot S_1, \quad (16)$$

где $m = \frac{F}{F_k}$, т. е. отношению свободного влагосодержания к критическому влагосодержанию материала.

Для случая противоточной сушилки общий вид расчетного уравнения будет иметь вид:

$$\int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x_{\text{нас.}} - x) \left[F_1 - \frac{L}{G} (x_2 - x_1) \right]} = \frac{K}{LF_k} \int dS, \quad (17)$$

где F_1 — содержание свободной влаги в материале в момент времени θ после начала периода падающей скорости, кг (влаги) на м^2 сухого материала;

F_k — содержание свободной влаги в материале в критической точке, кг (влаги) на м^2 сухого материала;

G — количество материала, проходящего через сушилку, считая на сухой вес в $\text{м}^3/\text{час}$;

L — количество сухого воздуха в $\text{кг}/\text{час}$;

x_1 — влагосодержание входящего воздуха, $\text{кг}/\text{кг}$ воздуха;

x_2 — влагосодержание уходящего воздуха, $\text{кг}/\text{кг}$ воздуха;

K — константа сушильного процесса, определяемая экспериментальным путем в $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{час}$ на единицу разности влагосодержания.

Левая часть уравнения (17) может быть интегрирована аналитическим или графическим путем, так как переменным является только x .

В результате аналитического интегрирования уравнения (17) имеем следующее выражение:

$$S_2 = \frac{F_k}{K} \frac{G}{x_{\text{нас.}} + \frac{F_1 G}{L} - x_2} \ln \frac{(x_{\text{нас.}} - x_1) \frac{F_1 G}{L}}{(x_{\text{нас.}} - x_2) (x_1 + \frac{F_1 G}{L} - x_2)}. \quad (18)$$

Таким образом уравнение (18) определяет размеры сушилки, которые должны обеспечить открытую поверхность товара, равную $S_2 \text{ м}^2$ во втором периоде сушки. Таким образом общая поверхность материала, которая должна быть развита в сушилке:

$$S = S_1 + S_2 \text{ м}^2.$$

Приведенные уравнения (15, 18) пригодны для расчета сушилок, в которых материал расположен в виде слоя (камерные, ленточные, коридорные сушилки и т. п.) и не подвергается перемешиванию в процессе сушки. *Доб. ред.*

Пример. Некоторый товар высушивается в противоточной тоннельной воздушной сушилке непрерывного действия от 50 до 3,5% влаги на общий вес.

Производительность сушилки 2260 кг влажного материала в час.

Удельный вес сухого материала = 640 $\text{кг}/\text{м}^3$.

На 1 кг сухого материала приходится 0,0615 м^2 поверхности испарения.

При опытном предварительном высушивании было найдено, что критическое влагосодержание = 20% на общий вес.

Равновесное влагосодержание = 1,5% на общий вес.

В том периоде сушки, в котором вся поверхность материала насыщена влагой, скорость сушки составляла 2,44 кг влаги с 1 $\text{м}^2/\text{час}$. Применявшийся в этом случае воздух имел влажность 0,0306 $\text{кг}/\text{кг}$. Влажность насыщения, соответствующая температуре материала, составляла 0,0495 $\text{кг}/\text{кг}$. С помощью этих данных был определен сушильный коэффициент, а именно:

$$K = \frac{2,44}{0,0495 - 0,0306} = 129 \text{ кг}/\text{м}^2 \cdot \text{час на единицу разности влагосодержаний}.$$

Решение 1. Определим длительность 1 периода сушки, т. е. того периода, в котором вся поверхность товара насыщена влагой, с помощью уравнения:

$$S_1 = \frac{L}{K} \ln \frac{x_{\text{нас.}} - x_1}{x_{\text{нас.}} - x_2}.$$

Задаваясь t и φ поступающего и отходящего воздуха, находим: $x_0 = 0,0075$ и $x_2 = 0,0294$; затем путем обычных вычислений, которых мы здесь приводить не будем, устанавливаем, что расход воздуха $L = 49\,700 \text{ кг}$ сухого воздуха в час

$$x_1 = 0,0124 \text{ кг}/\text{кг}, \quad x_{\text{нас.}} = 0,0495 \text{ кг}/\text{кг};$$

Тогда:

$$S_1 = \frac{2,3 \cdot 49\,700}{129} \ln \frac{0,0495 - 0,0124}{0,0495 - 0,0294} = 237 \text{ м}^2.$$

При заданной производительности сушилки часовая подача материала составляет поверхность испарения:

$$\frac{2260 \cdot 50 \cdot 0,0615}{100} = 69,5 \text{ м}^2.$$

Таким образом первая зона сушилки должна содержать количество товара, загруженного в $\frac{237}{69,5} = 3,41$ часа, т. е. длительность первого периода равна 3 ч. 25 м.

2. Переходя к определению длительности второго периода, установим, что:

1) объем сухого материала равен

$$\frac{2260 \cdot 50}{100 \cdot 640} = 1,77 \text{ м}^3/\text{час} = G;$$

2) критическое влагосодержание равно

$$\frac{20 \cdot 640}{100} = 160 \text{ кг на 1 м}^3 \text{ сух. тов.};$$

3) равновесное влагосодержание равно

$$\frac{1,5 \cdot 640}{98,5} = 9,75 \text{ кг}/\text{м}^3 \text{ сух. тов.}$$

Следовательно начальное содержание свободной влаги равно

$$160 - 9,75 = 150,25 \text{ кг на 1 м}^3 \text{ сух. тов.} = F_1 = F_k.$$

3. Очевидно:

$$\frac{F_1 G}{L} = \frac{150,25 \cdot 1,77}{49\,700} = 0,0054$$

и далее для второй зоны имеем:

$$x_{\text{нас.}} = 0,0495 \text{ кг}/\text{кг},$$

$$x_1 = 0,0075 \text{ кг}/\text{кг},$$

$$x_2 = 0,0124 \text{ кг}/\text{кг}.$$

С помощью уравнения (18) находим требуемую поверхность испарения для 2 зоны

$$\frac{1,77}{0,0495 + 0,0054 - 0,0124} \ln \frac{(0,0495 - 0,0075) 0,0054}{(0,0495 - 0,0124) (0,0075 + 0,0054 - 0,0124)} = \frac{120}{150,25}$$

откуда находим:

$$S_2 = \frac{103,5 \cdot 150,25}{129} = 120 \text{ м}^2.$$

т. е. вторая зона должна содержать количество материала, загруженного в

$$\frac{120}{69,5} = 1,73 \text{ часа}.$$

т. е. длительность второго периода равна 1 ч. 44 м.

Общая продолжительность сушки очевидно будет равна:

$$3 \text{ ч. } 25 \text{ м.} + 1 \text{ ч. } 44 \text{ м.} = 5 \text{ ч. } 09 \text{ м.}$$

Трещины на поверхности материала и образование корки

Разрывы и трещины на поверхности появляются в результате неодинаковой усадки поверхности и внутренних слоев материала при высушивании. Хотя в начале сушки содержание влаги равномерно распределено в материале, вскоре наблюдается заметное падение влажности от центра к поверхности, и по всей вероятности разность между

концентрацией влаги в центре и на поверхности имеет наибольшее значение тогда, когда впервые процессом начинает управлять внутренняя диффузия жидкости. В том случае, когда мы имеем материал, дающий трещины при высыхании, поверхность стремится треснуть раньше внутренних слоев, и если материал недостаточно эластичен, чтобы воспринять получаемое напряжение, происходит искривление поверхности или появляются трещины. Для устранения этих явлений прибегают к регулированию влажности воздуха перед поступлением его в сушилку. Применение достаточно влажного воздуха приводит к уменьшению скорости сушки: скорость сушки должна быть уменьшена настолько, чтобы градиент влажности, возникающий в материале, был недостаточным для возникновения различной степени усадки материала и тем самым для появления трещин. Многие материалы растрескиваются во время высушивания только при некоторых определенных значениях влагосодержаний, и поэтому регулирование влажности воздуха необходимо лишь в одной части сушилки.

В некоторых случаях материал по мере высыхания искривляется или в нем происходят какие-либо иные физические изменения, которые заметно уменьшают константу диффузии жидкости сквозь твердый материал, вызывая так называемое „образование корки“. По мере того как поверхностный слой высыхает, он становится относительно непроницаемым для диффузии оставшейся воды, которая оказывается замкнутой во внутренних слоях материала. Это явление имеет место, например, при сушке мыла. Так как оно вызывается чрезмерной разностью концентрации влаги на поверхности и внутри материала, его иногда можно устранить, как это указывалось выше, регулируя влажность воздуха при сушке. Например, если корка образуется только тогда, когда концентрация на поверхности становится очень низкой, можно принять воздух с относительно высокой степенью влажности для удаления первых 50—75% воды; тогда образование корки начнется лишь в последних стадиях сушильного процесса. При этом способе общее время сушки часто может быть сокращено.

Опытное высушивание в лабораторных условиях

Применение искусственного потока воздуха, вообще выбор того или иного режима сушки, может быть установлен в зависимости от природы материала и его сушильной характеристики; поэтому необходимо иметь надежные опытные данные относительно поведения материала во время его высушивания. Такого рода данные могут быть получены в обыкновенной камерной лабораторной сушилке даже без регулирования влажности. Для оценки результатов произведенного опыта следует построить кривую зависимости между скоростью сушки и влагосодержанием (см. рис. 2). Кривая зависимости между продолжительностью периода падающей скорости и свободным влагосодержанием также может быть построена согласно уравнению (12) на полулогарифмической координатной шкале.

Разница в сушильных условиях по воздуху между производственной операцией и лабораторным испытанием обычно может быть учтена заранее; следует лишь с особой предосторожностью производить испытание образца, так чтобы он имел то же соотношение между сухой и влажной поверхностью и был подвергнут такому же воздействию из-

лучения, как и в сушильной установке. Обычная ошибка заключается в употреблении образцов малых размеров и в преувеличении влияния теплопроводности сухих поверхностей; кроме того образцы, подвергнутый испытанию, может испытывать воздействие излучения калорифера или иного источника тепла, находящегося в камере, которое заметно увеличивает скорость сушки, тогда как в сушилке больших размеров материал может быть окружен другим подобным же материалом, и не будет подвергнут воздействию теплоизлучения. Эти предосторожности особенно важны, так как ошибки имеют опасное направление: испытания могут дать преувеличенную скорость сушки по сравнению с достигаемой в действительности в условиях сушильной установки. Большое количество необходимых данных можно получить, рассматривая общий механизм сушки плоских материалов при помощи двух простых испытаний. А именно: (а) сушка материала одинарной и двойной толщины в неподвижном воздухе при постоянных условиях сушки и (б) сушка материала одинарной толщины в токе воздуха, имеющем достаточную скорость для испарения воды с поверхности с большей скоростью, чем происходит диффузия воды через материал к поверхности. В обоих испытаниях боковые поверхности плоских образцов должны быть выключены, что может быть достигнуто покрытием их станиолом или иным водонепроницаемым веществом.

При испытании (а) образцы подвешиваются в сушильной камере, в которой поддерживается постоянная температура и постоянная влажность. Образцы взвешиваются через небольшие интервалы с помощью весов, установленных на крыше камеры; одна чаша весов, привязанная проволокой, пропускается внутрь камеры и служит для взвешивания образца. Взвешивание должно производиться чрезвычайно точно, так как скорость сушки вычисляется по разности между двумя последовательными взвешиваниями. Образцы высушиваются до конца, определяется тара, и кривая скорости сушки (как вес воды в единицу времени с единицы поверхности) строится в зависимости от влагосодержания материала (выражаемого в процентах на сухой вес). Образец двойной толщины может быть изготовлен соединением двух листов одинарной толщины. Испытывается он подобным же образом, и полученные данные наносятся в виде кривой „скорость сушки — влагосодержание“ так же, как данные для одинарной толщины. Если поверхностное испарение управляет всем процессом сушки, кривые должны совпадать; незначительное расхождение может появиться как результат небольшого потока тепла, проходящего сквозь сухие боковые поверхности.

Однако, если периодом падающей скорости управляет внутренняя диффузия жидкости, скорость сушки в этом периоде будет вдвое больше для одинарного листа, чем для двойного.

Если образцы имеют период постоянной скорости сушки, кривая позволит установить критическое влагосодержание. Данные периода падающей скорости могут быть также нанесены в виде кривой „свободное влагосодержание — время“ в полулогарифмических координатах.

Испытание (б) служит для получения кривой, определяющей скорость диффузии жидкости к поверхности. Образец выдерживается в токе воздуха, протекающего со скоростью около 10 м в 1 сек. (или

больше) и взвешивается через короткие промежутки времени¹. Например, малый образец может быть высушен в токе воздуха, создаваемом небольшим центробежным вентилятором, работающим при комнатной температуре.

Скорость сушки снова вычисляется и строится кривая „скорость сушки — влагосодержание“; в этом случае получается кривая, вогнутая по отношению к оси скорости. Путем сравнения с теоретическими уравнениями диффузии можно определить константу диффузии воды через данный материал. Сравнение этой кривой с кривыми скорости, полученными при испытании (а), указывает, когда возникает период внутренней диффузии. Это дает возможность, в свою очередь, определить: каким образом можно максимально повысить скорость сушки, применяя высокую скорость воздуха и низкую влажность.

II. КЛАССИФИКАЦИЯ СУШИЛОК

Сушилки могут быть подразделены на а) непрерывно действующие и б) периодически действующие или на а) адиабатические² и б) сушилки с постоянной температурой, или же в зависимости от способа, которым необходимое для испарения воды тепло передается материалу.

В обычных воздушных сушилках влажный товар получает тепло для подогрева и испарения путем конвекции от горячего воздуха, и такого рода сушилки могут быть названы „сушилки с подогретым воздухом“. В сушилках для сушки тонкой деревянной фанеры тепло доставляется путем соприкосновения с горячими металлическими плитами, между которыми зажимается фанера. Аналогичным образом в каландровых сушилках или сушильных барабанах для текстиля, бумаги и другого листового материала тепло доставляется путем теплопроводности горячего металлического барабана, внутренности которого обогревается паром. В подобных сушилках товар не отнимает тепло от горячего воздуха; напротив того, воздух может быть холоднее товара и тепловой поток имеет обратное направление, а именно от товара к воздуху. Влажный материал, помещенный в сушилку, может также получать тепло путем излучения, хотя этот способ передачи тепла обычно встречается только в сушилках, работающих при высокой температуре. Как было указано выше, излучение от окружающей среды повышает температуру влажного материала и таким образом повышает скорость сушки. Так как давление водяного пара в материале быстро возрастает с температурой, высокая интенсивность излучения вызывает лишь небольшое повышение температуры товара, поэтому повышение скорости сушки, особенно в периоде постоянной скорости, заслуживает большого внимания.

Атмосферные сушилки могут быть подразделены на адиабатические и сушилки с внутренним подогревом; последние обычно работают при постоянной температуре. В адиабатической сушилке все

¹ Предлагаемый метод определения коэффициента внутренней диффузии из опытов сушки при скорости воздуха около 10 м/сек не может быть рекомендован для тонкого материала (ткань, бумага), так как сопротивление внешней диффузии (на поверхности) может быть сравнимо с сопротивлением внутренней диффузии даже при этой скорости воздуха. *Прим. ред.*

² Эти сушилки следовало бы называть изотермическими, поскольку в них процесс идет при постоянном теплосодержании. *Прим. ред.*

необходимое тепло поступает в виде теплосодержания входящего воздуха. Предварительно подогретый воздух, проходя через сушилку, охлаждается, теряя свое теплосодержание, которое затрачивается на испарение воды, заключенной в товаре. Таким образом температура уходящего воздуха ниже температуры поступающего воздуха, так что если тепловой поток и материал движутся в противоположных направлениях (противоток), высушенный товар приходит в соприкосновение с наиболее горячим воздухом. Одним из наиболее существенных недостатков адиабатических сушилок является их непригодность для сушки материалов, чувствительных к теплу в сухом состоянии. Однако температура мокрого термометра остается приблизительно постоянной, так что сушилки этого типа особенно пригодны для сушки материалов, чувствительных к теплу во влажном состоянии, например желатина. Воздух, проходя через адиабатическую сушилку, охлаждается и его работоспособность сильно понижается. Следовательно воздух, уносящий водяные пары из сушилки, имеет относительно небольшую влагоемкость и поэтому должен вводиться в больших количествах, результатом чего является низкий тепловой коэффициент полезного действия адиабатической сушилки.

Если внутри сушилки имеются калориферы или иной источник тепла, обеспечивающий достаточное количество тепла, необходимого для испарения воды из сушеного материала, температура воздуха остается приблизительно постоянной, хотя она может понижаться или повышаться при прохождении воздуха через сушилку. Часто воздух циркулирует через секции сушилки и над калориферами, установленными в низу сушилки или вне ее. Часть воздуха, циркулирующего таким образом, может проходить из одной секции в другую; каждая секция работает как небольшая адиабатическая сушилка с поперечным током воздуха. Сушилка же в целом обычно работает как сушилка с постоянной температурой, хотя, удаляя воздух из отдельных секций, можно получать различные комбинации условий сушки.

Сушилки периодического действия загружаются материалом, подлежащим сушке, который остается внутри сушилки, пока не станет сухим, после чего выгружается и сушилка снова наполняется. Подобного рода сушилки — лабораторные, камерные или шкафы-сушилки — широко применяются при небольших производственных операциях и исследовательских работах. Они дешевы и просты в изготовлении и имеют существенное преимущество при управлении процессом сушки: пользуясь сушилками этого типа, можно относительно точно регулировать влажность и температуру воздуха в сушилке. Однако, наблюдение над сушкой материала и контролирование процесса должны производиться весьма тщательно, в противном случае товар различных грузов может быть неодинаково высушен.

Сушилки непрерывного действия имеют огромные достоинства, свойственные непрерывному процессу в любой стадии производства. Непрерывный процесс лучше согласуется с другими стадиями производства, уменьшает расход на рабочую силу, уменьшает размеры помещения и высушенный продукт по большей части получается однородным.

Очевидно наиболее важным преимуществом непрерывной сушилки перед сушилкой периодического действия является более высокий ее тепловой коэффициент полезного действия.

III. ЦИРКУЛЯЦИЯ И РЕЦИРКУЛЯЦИЯ ВОЗДУХА

Циркуляция воздуха над высушиваемым материалом, отвечающая поставленным требованиям, имеет чрезвычайно большое значение для повышения производительности и снижения расхода тепла сушилки. Как это следует из сказанного ранее, поверхностный коэффициент диффузии водяного пара из твердого материала в воздух изменяется примерно как 0,8 степени скорости воздуха, так что если поверхность имеет температуру мокрого термометра, скорость сушки пропорциональна 0,8 степени скорости воздуха. Если процессом сушки управляет скорость испарения с поверхности, являющаяся следствием излучения или теплопроводности сухих поверхностей, температура поверхности материала выше температуры мокрого термометра; увеличение скорости воздуха в то же самое время ведет к охлаждению материала и тем самым понижает давление паров воды, соответствующее температуре поверхности, что частично уничтожает полезное действие высокой скорости воздуха. Тем не менее, увеличение скорости воздуха в итоге всегда сводится к увеличению скорости сушки, если только процессом сушки управляет поверхностное испарение. Во второй зоне периода падающей скорости процессом сушки управляет внутренняя диффузия жидкости, и скорость воздуха не оказывает влияния на скорость сушки. Следовательно, если процессом управляет внутренняя диффузия жидкости (в некоторых случаях она может управлять всем процессом), бесполезно пытаться сокращать время сушки, увеличивая скорость воздуха, проходящего над поверхностью материала. Хорошая циркуляция воздуха внутри сушилки не только увеличивает поверхностный коэффициент диффузии пара, но и препятствует возникновению воздушных мешков, в которых влажность воздуха высока, и высушивание идет очень медленно.

Существует три основных пути для достижения преимуществ, которые обеспечивает высокая скорость воздуха, проходящего над поверхностью материала. Это: а) употребление больших количеств подогретого свежего воздуха, б) употребление смеси воздуха, состоящей из подогретого свежего воздуха и теплого отработанного воздуха из сушилки, и с) повторная циркуляция воздуха поперек или вдоль твердого материала при его прохождении через сушилку. Употребление больших количеств подогретого свежего воздуха производит желаемое действие, но вызывает чрезвычайно большие потери тепла в отработанном воздухе. Поэтому общепринятым методом является циркуляция воздуха внутри сушилки или рециркуляция отработанного теплого воздуха; выбор метода зависит от устройства и конструкции сушилки. Обычно предпочитается повторная циркуляция воздуха над материалом, при его прохождении через сушилку; секционный проход воздуха над материалом имеет более короткий путь циркулирующего воздуха, дает меньшее трение и расход мощности на вентилятор по сравнению с тем способом, при котором отработанный воздух возвращается по трубопроводу и снова проходит через всю сушилку.

Рис. 3 представляет собой план двухходовой туннельной сушилки, иллюстрирующей принцип поперечной циркуляции воздуха внутри сушилки. Сушилка представляет собой камеру с десятью вагонетками, в которые на противнях загружается материал, подлежащий сушке.

Вентиляторы, установленные около наружных стенок секций в шахматном порядке, продувают воздух над противнями вагонеток и в калориферах, расположенных перед вентиляторами. Благодаря большому поперечному сечению секции и короткому пути циркулирующего воздуха, сопротивление системы очень невелико; поэтому в таких случаях обычно пользуются тихоходными крыльчатками вентиляторами, имеющими большую производительность. Свежий воздух вытесняет достаточно влажный теплый воздух, уносящий испарившуюся воду, но для того чтобы получить высокий тепловой коэффициент полезного действия сушилки, следует удалить по возможности минимальные количества близкого к насыщению воздуха. В то же время

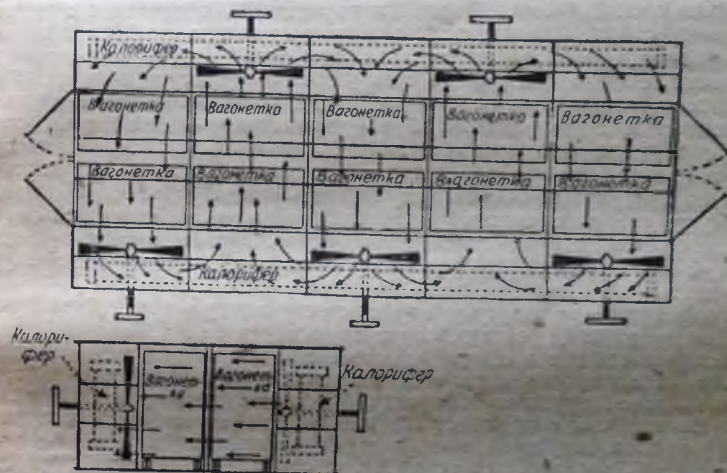


Рис. 3. План туннельной сушилки с двойным рядом вагонеток и поперечной циркуляцией воздуха.

производительность сушилки увеличивается с увеличением скорости сушки, которая, в свою очередь, является результатом высокой скорости воздуха, проходящего над материалом.

В случае только что описанной сушилки с поперечной циркуляцией свежий воздух поступает с одного конца туннеля, а теплый влажный отработанный воздух удаляется с другого конца, причем обычно воздух движется навстречу материалу. При этих условиях влажность воздуха в сушилке меняет свое значение от влажности свежего воздуха в питающем воздухе до влажности отработанного воздуха у другого конца сушилки. Однако при наличии системы с частичной рециркуляцией отработанного воздуха в смеси со свежим воздухом градиент влажности от начала до конца сушилки изменяется от значения влажности смеси у одного конца до значения влажности отработанного воздуха у другого конца; и если употребляются такие же количества смеси воздуха, средняя влажность в сушилке будет, следовательно, больше

чем при наличии системы с рециркуляцией воздуха внутри сушилки. Это может не иметь большого значения для сушки при температурах 60—100°C, но при низких температурах движущая сила влажности обыкновенно так мала, что увеличение средней влажности воздуха оказывает заметное влияние на скорость сушки.

Во всех случаях, когда воздух должен проходить в вертикальном направлении между влажными листами материала, подвешенными внутри сушилки, направление движения воздуха должно быть сверху вниз, так как плотность воздуха возрастает по мере его охлаждения.

Конденсация на стенках сушилки. Рециркуляция воздуха на протяжении всей сушилки или повторная циркуляция внутри сушилки может значительно снизить расход тепла при условии, что будет удалиться лишь воздух, близкий к насыщению, и притом в минимальных количествах. Однако, если влажность воздуха становится больше, чем влажность насыщения воздуха при температуре внутренней поверхности стенок камеры, то есть если температура внутренней поверхности стенок сушилки ниже точки росы влажного воздуха, на внутренних стенках камеры будет происходить конденсация влаги. Предусматривая это явление, можно сделать отвод конденсационной воды в газодход для отработанного воздуха, но вообще конденсации влаги внутри сушилки следует избегать из-за возможной коррозии материала стенок сушилки или порчи товара водой, капающей сверху. Следовательно, степень насыщения отработанного влажного воздуха часто бывает ограничена возможностью конденсации воды внутри сушилки.

Температура внутренней поверхности камеры может быть вычислена на основании расчета, описанного в разделе II („Теплопередача“). Представим себе, что стенки сушилки сделаны из досок толщиной 5,8" (16 мм), теплопроводность которых равна 0,075 кал/м²·час·°С/м, что внутренние и наружные температуры соответственно равны 77° и 21°C. Принимая, что поверхностный коэффициент конвекции и излучения внутренней и наружной поверхностей составляет 10 кал/м²·час·°С для каждой, тогда общее термическое сопротивление стенки будет:

$$R = \frac{1}{10} + \frac{0,016}{0,075} + \frac{1}{10} = 0,4.$$

Так как понижение температуры пропорционально тепловому сопротивлению, понижение t° между воздушной пленкой и внутренней поверхностью сушилки составит:

$$\frac{0,1(77-21)}{0,4} = 14^{\circ}$$

и температура внутренней поверхности будет:

$$77 - 14 = 63^{\circ}\text{C}.$$

Следовательно, максимальная безопасная точка росы отработанного воздуха равна 63°C, и соответственное максимальное абсолютное влагосодержание отработанного воздуха равно 0,181 кг воды на 1 кг сухого воздуха.

IV. РАСХОД ТЕПЛА СУШИЛКАМИ

Стоимость тепла представляет собой главную статью расхода в каждой сушилке и во многих случаях составляет больше половины общей стоимости операции. Общий расход тепла может быть рассчитан следующим образом: а) тепло, требуемое для испарения воды, б) тепло, идущее на нагрев материала от температуры поступления до температуры выгрузки, в) тепло, требуемое для нагрева выходов, протеканий или самой сушилки, если операция периодическая, г) тепло, затрачиваемое в отработанном влажном воздухе (разность между физической теплотой отработанного и свежего воздуха) и е) тепло, теряемое в окружающую среду, благодаря теплопроводности стенок сушильной камеры.

Таблица 1

Потери тепла стенками сушильной камеры

Приведенные значения представляют собой общие коэффициенты теплопередачи, выраженные в кал/м²·час·°С разности температур внутри сушилки и наружного воздуха.

Стенка	Коэффициент теплопередачи	Коэффициент теплопередачи
Кирпичная стенка	100	1,0
Кирпичная стенка, оштукатуренная с обеих сторон	120	1,2
Кирпичная стенка, оштукатуренная с обеих сторон, с воздушной прослойкой	150	1,5
То же	180	1,8
Шлаковый кирпич	120	1,2
Гипсовая стенка	100	1,0
Деревянная стенка	60	0,6
Бетонная стенка	100	1,0
Фибролитовые плиты с оштукатуркой	120	1,2
Пробка	24	0,24
Листовая сталь, 20 мм воздушной прослойкой, листовая сталь	120	1,2
Листовая сталь, 25 мм асбестов. прослойкой, листовая сталь	120	1,2
Листовая сталь, 50 мм асбестов. прослойкой, листовая сталь	120	1,2
Соломитовая стенка с оштукатуркой с обеих сторон	120	1,2
Глиносоломенная стена	40	0,4
Кешилоакобетон № 2 (1 ч. цемент, 6 ч. песка, 4 ч. опилок) с оштукатуркой с обеих сторон	120	1,2
Трепальный кирпич: а) пористый $\gamma = 500$	120	1,2
б) сплошной $\gamma = 800$	140	1,4

Данные о теплопроводности строительных материалов см. в разделе II („Теплопередача“).

Если начальное и конечное влагосодержание материала велико, то тепло, потерянное с высушенным продуктом, может быть весьма значительным. Хотя количество тепла, теряемое с высушенным продуктом, может быть уменьшено понижением температуры в сушилке

¹ Коэффициент теплопроводности фибролита зависит от его влажности.

при $\gamma = 300 \text{ кг/м}^3$ $\lambda = 0,085 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^{\circ}\text{C}$
 $\gamma = 350$ $\lambda = 0,11$
 $\gamma = 450$ $\lambda = 0,13$

часто температуру сушки обуславливает природа материала, и она не подлежит изменению. Кроме того, сушка при более низкой температуре обычно вызывает увеличение тепловых потерь с отработанным воздухом, а потому неэкономична. Расход тепла под рубрикой (а) не подлежит регулированию со стороны сушильщика, а потому может быть назван „теоретическим“ расходом тепла сушилкой. Так как это количество обычно колеблется между 550—610 кал/кг испаренной воды, „теоретический“ расход тепла при употреблении греющего пара низкого давления можно считать приблизительно равным 1,1 кг пара на кг испаренной воды.

Сушильная камера может быть построена из дерева, кирпича или из изоляционных плит различного типа; род материала и толщина стенок зависят от температуры, поддерживаемой внутри сушилки. Для определения потерь тепла проектируемой сушильной камерой необходимо знать общий коэффициент теплопередачи стенок сушилки.

Табл. 1 дает значения этого коэффициента K в кал/м²·час·°C для ряда типовых конструкций. Коэффициент K представляет собой обратную величину ряда сопротивлений, которые должен последовательно преодолеть поток тепла, а именно: сопротивления внутренней и наружной воздушной пленки и термические сопротивления отдельных слоев стенки. Эти сопротивления могут быть вычислены, и общий коэффициент K определен с помощью метода, описанного в отделе II („Теплопередача“). Например, общее сопротивление стенки из досок толщиной в 5/8" на стр. 466 было найдено равным 0,4. Следовательно K равно 2,5 кал/м²·час·°C, и, зная внутреннюю и наружную температуры воздуха, можно вычислить потери тепла сушилкой.

Сушильные камеры должны противостоять самому незначительному прососу воздуха снаружи или изнутри.

Металлические крепления, а именно болты или винты, проходящие через стенки, значительно увеличивают потери тепла, а потому их количество должно быть по возможности минимальным.

В тех случаях, когда весь свежий воздух для сушилки берется из того помещения, в котором установлена сушилка, изоляция камеры дает очень малую экономию тепла. При данной температуре и влажности отработанного воздуха неизолированная сушилка, в силу больших тепловых потерь, потребует большего подвода тепла через калориферы, установленные внутри сушилки; но так как это тепло затрачивается также на подогрев окружающего воздуха, который все равно должен быть подогрет перед входом в сушилку, соответственно меньшее количество тепла будет затрачено в калорифере. Третье значительное количество тепла представляют собой потери тепла в отработанном влажном воздухе. Существует ошибочное мнение, что чем ниже температура воздуха, покидающего сушилку, тем потери тепла должны быть меньше. Очевидно, что чем абсолютная влажность уходящего воздуха больше, тем меньше свежего воздуха потребуются для сушки. При данном процентном насыщении абсолютная влажность увеличивается с температурой скорее, чем повышается температура отработанного воздуха по сравнению с температурой свежего воздуха.

Таким образом потери тепла, которые прямо пропорциональны повышению температуры и обратно пропорциональны уменьшению влажности, уменьшаются с увеличением конечной температуры воздуха.

Однако, в некоторых условиях сушка может быть произведена без заметных изменений температуры воздуха, проходящего сушилку; при этих условиях потери тепла равны нулю. Следовательно, при определенном процентном насыщении отработанного воздуха потери тепла имеют в некоторой точке максимум. Эта точка показана на рис. 4, которая изображает потери тепла на кг испаренной воды в зависимости от температуры отработанного воздуха для различных состояний свежего воздуха, входящего при 21°C. Даже для случая абсолютно сухого свежего воздуха максимум лежит ниже обычной применяемых температур, так что в общем следует считать, что при данном процентном насыщении отработанного воздуха тем ниже потери тепла, чем выше его температура.

Степень насыщения отработанного воздуха часто служит мерой того количества тепла, которое теряется с отработанным воздухом. Это правильно: кривая зависимости потерь тепла от температуры при постоянном процентном насыщении отработанного воздуха почти совершенно горизонтальна, так что потери тепла зависят главным образом от степени насыщения. При данной температуре потери тепла изменяются приблизительно обратно пропорционально относительной влажности, приближаясь к минимуму, когда влажность приближается к насыщению. Эту обратную пропорциональность иногда не принимают во внимание, так как считается, что тепловые потери вдвое больше, когда отработанный воздух уходит, насыщенный на 50%, по сравнению с тем случаем, когда он уходит, насыщенный на 75%, при той же температуре, в то время как в действительности потери увеличиваются примерно только на 50%.

Необходимо отметить, что потери тепла, приведенные выше, вычислялись для температур наружного воздуха для случая, когда воздух, питающий сушилку, поступал непосредственно из этого помещения. Очевидно, сушилка должна иметь подогреватель для свежего воздуха даже несмотря на его подогрев с помощью вентиляционной системы или радиаторами, расположенными в помещении.

В литературе опубликованы испытания сушилок для бумаги (Paper Ind., 5, 32 (1922); 6, 112 (1923); 7, 182 (1924)), причем потери тепла были вычислены при определенной температуре рабочего помещения. При испытаниях в зимнее время, когда температуры свежего и отработанного воздуха снижались, действительные потери тепла оказались

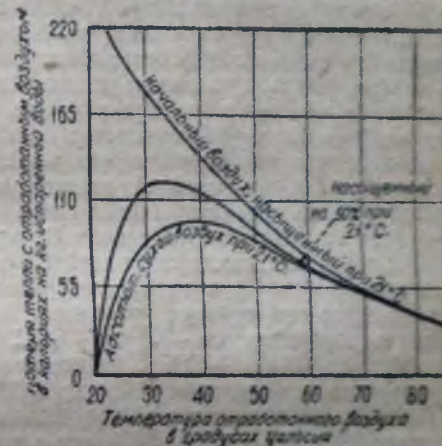


Рис. 4. Потери тепла в отработанном воздухе как функция температуры отработанного воздуха.

важное большинство, нежели вычисленные. Соответственно этому предположенный расход пара на сушку оказался на 20—25% ниже фактического.

V. ЭКОНОМАЙЗЕРЫ

Как следует из сказанного выше, потери тепла в отработанном влажном воздухе представляют собой значительную часть общего тепла, расходуемого сушилкой, и возможным средством к уменьшению расхода тепла сушильным агрегатом является передача этого тепла вновь поступающему холодному свежему воздуху. Кроме того, если точка росы отработанного воздуха высока, а температура свежего воздуха низка, можно произвести значительную конденсацию паров воды в соответствующем теплообменнике и таким образом увеличить количество рекуперированного тепла. Однако общий коэффициент теплопередачи от газа к газу бывает обычно настолько мал, что необходимая поверхность теплообмена экономайзера соответствующего типа принимает чрезмерно большие размеры; поэтому практически такого рода оборудование употребляется лишь тогда, когда температура уходящих газов относительно высока или возможна значительная рекуперация тепла конденсацией водяных паров, благодаря достаточно высокой точке росы отработанных газов.

Адамс и Купер [Adams и Cooper, Ind. Eng. Chem. 22, 127 (1930)] описывают шесть испытаний экономайзера типа Брайнера с поперечным током и медной поверхностью теплообмена в 975 м², работающего при сушке сульфитной массы. Температура свежего воздуха изменялась от -10° до +23°C, отработанного воздуха из сушилки от +37° до +53°C, а количество отработанного воздуха поддерживалось в пределах от 91 000 до 106 000 кг (считая на сухой воздух) в час. Количество тепла, полученного из отработанного воздуха, составляло от 100 000 до 260 000 кал в час, а количество тепла, полученное от конденсации водяных паров, составляло от 622 000 кал при температуре свежего воздуха в -10°C до 20 000 кал при температуре свежего воздуха в +23°C. Соответствующие температуры воздуха, поступающего в сушилку, после прохождения через экономайзер, были: 22°C, когда температура свежего воздуха была равна -10°C, и 38°C, когда температура свежего воздуха равнялась +23°C. Можно видеть, что конденсация велась таким образом, чтобы температура воздуха, поступающего в сушилку, держалась между 22 и 38°C, хотя температура свежего воздуха изменялась в пределах 33°, т. е. от -10° до 23°C.

Средние данные этих испытаний показали, что общее количество тепла в отработанном воздухе примерно в три раза больше того количества тепла, которое необходимо для нагрева свежего воздуха до температуры отработанного воздуха, а количество тепла, действительно полученное свежим воздухом, достигало примерно половины того, которое необходимо для нагрева его до температуры отработанного воздуха. Следовательно, действительное количество рекуперированного тепла находилось в пределах от 10 до 20% общего расхода тепла сушилкой.

VI. ТИПЫ СУШИЛОК

Распыливающие сушилки для жидкостей. [Stewart, Chem. Met. Eng., 35, 471 (1928); Peavel, J. Soc. Chem. Ind. 46, 925, 951

(1927); Power, Chem. Eng. Mining Rev., 20, 201 (1928); Гольдштейн. "Опыт освоения сушилки, работающей по принципу распыливания жидкости", Изв. ВТИ № 4 102 (1935)]. Жидкости могут быть высушены путем распыливания их в нагретом воздухе, причем большая поверхность соприкосновения¹ между каплями и воздухом делает возможной чрезвычайно большую скорость испарения. Если материал в сухом состоянии нечувствителен к теплу, раствор может быть перегрет и распрыснут во вращающуюся сушилку или в нагретую камеру, а высушенный продукт собран в виде порошка. Если желательно получить тонко измельченный продукт, то в этом случае сушка и измельчение объединяются в одну операцию. Этот способ может быть использован для получения однородной смеси из раствора или суспензии двух или нескольких веществ.

Противоток в распыливающем процессе обычно невозможен, следовательно потери тепла в отработанном воздухе велики; поэтому применение этого метода ограничивается теми случаями, когда особенно желательным является непродолжительное время нагрева материала².

Распыливающая сушка применяется при сушке следующих материалов: легко окисляющихся веществ, например лейко-оснований красителей; легко разлагающихся веществ; легко портящихся ферментов; веществ с нежными запахами; веществ, физические или химические свойства которых изменяются при нагреве; органических или неорганических коллоидальных растворов; суспензий; суспензий в растворах. Она применяется также при сушке крови, яиц, желатин, мяса, порошков для напитков, и ее применение дает единственную возможность получить сухую глюкозу в виде порошка. Так как этот способ сравнительно мало экономичен, он обычно не рекомендуется для сушки дешевых материалов, но имеет большое значение в пищевой промышленности и при изготовлении сухих экстрактов из фруктовых соков.

Основными этапами распыливающего процесса сушки являются: распыление жидкости, сушка и удаление образовавшейся тонкой сухой пыли. Существуют различные типы распылителей, работающие или по способу пневматического распыления струи (форсушками), или центробежного. Обычно предпочитается последний³, как более дешевый. Крайне важное значение имеют тонкость и однородность пыли, так как производительность сушилки определяется тем количеством времени, которое требуется для высушивания наиболее крупной из образовавшихся капель. Крупные капли имеют тенденцию к несыханию и образованию влажных комков в высушенном продукте, тем самым создается необходимость в уменьшении скорости подачи жидкости. Если крупные капли высушены удовлетворительно, мелкие частицы также будут хорошо высушены; если частицы одноклеточные, в самые мелкие капли имеют почти те же размеры, что и самые большие, производительность сушилки очевидно больше, чем в том случае, когда частицы среднего размера составляют лишь некоторый процент от наиболее крупных.

¹ Один литр жидкости при распыливании может развить поверхность до 300—500 м². Прим. ред.

² В распыливающих сушилках процесс сушки иногда совершается в течение 1/10 доли секунды. Прим. ред.

³ Особенно для вязких растворов и суспензий. Прим. ред.

Употребляемые центробежные распылители представляют собой различные варианты вращающегося тарельчатого диска, на который подается жидкость, которая благодаря центробежной силе отбрасывается в горизонтальном направлении, превращаясь в пыль.

Распылитель помещается сверху или внизу большой сушильной камеры, в которую подается горячий воздух или горячие продукты сгорания. Газовый поток может направляться снизу вверх, или сверху вниз, но если он направлен вверх, то высушенный порошок встречает наиболее горячий газ и может быть перегрет. В распыливающей сушилке Кестнера горячий газ поступает тангенциально к вершине сушилки и получает таким образом центробежное движение, которое он и сохраняет, направляясь к низу сушильной камеры. Распылитель помещается наверху и вращается в том же самом направлении, что и газ в камере; следовательно струя и газ направляются вместе параллельным движением; это имеет целью предотвращение образования вихревых токов, которые могут сократить путь вращающейся струи или газа и тем самым снизить эффективность процесса. Небольшое количество холодного воздуха поступает вертикально сверху сушилки на распылитель; это делается для того, чтобы процесс сушки не начинался до того момента, пока веер из жидкости, образующийся при вращении диска, не будет окончательно сброшен в виде тонкой пыли.

Благодаря образованию очень мелких капелек при распылении жидкости в сушилке образуется некоторое количество мелкой сухой пыли, которая не осаждается на дно сушильной камеры, а уносится вместе с отработанными газами и должна быть регенерирована. Для этой цели можно употреблять циклоны, но обычно частицы бывают так малы, что целесообразнее пользоваться мешечными фильтрами¹. В то же время извлечение большей части пыли из отработанных газов можно легко осуществить, пропуская газы сквозь свежую жидкость, которая направляется на высушивание. Если производится частичная рециркуляция отработанных газов, очевидно извлекать пыль из рециркулирующих газов нет необходимости.

Если не производится рециркуляция горячих отработанных газов, то тепловой коэффициент полезного действия распыливающей сушилки обычно бывает невысоким; расход пара составляет от 2 до 5 кг на кг испаренной воды². Так же как перед воздушной сушкой наиболее экономично удалять воду из твердого вещества путем прессования, так и перед распыливающей сушкой рекомендуется по возможности концентрировать жидкость с помощью выпаривания.

Вальцовые сушилки для жидкостей. Обыкновенный тип одновальцово-вой сушилки для жидкостей и густых паст состоит из медленно вращающегося горизонтального металлического барабана, обогреваемого изнутри паром, на котором высыхает жидкость, благодаря контакту с поверхностью цилиндра. Барабан установлен таким образом, что при своем вращении он погружается в корыто с жидкостью и затем поднимается, покрытый пленкой жидкости или пасты, которая высыхает за один оборот барабана. Для удаления высушенного товара с поверх-

ности барабана перед следующим его погружением в жидкость служит скребок. В некоторых случаях товар очень легко снимается с поверхности барабана, хотя часто бывает почти невозможно удалить остатки барабана; на нем остается тонкая пленка, которая снова погружается в корыто с жидкостью.

Производительность такого рода сушилок очевидно пропорциональна длине, диаметру барабана и скорости вращения. Скорость вращения зависит от времени, которое требуется для высушивания пленки жидкости на непогруженной части барабана, причем время это зависит не только от степени влажности пленки, но и от ее толщины³. Другими словами, при данной консистенции питающей смеси толстая пленка не только содержит большее количество воды, чем тонкая, но скорость сушки понижается из-за большего сопротивления пленки прохождению теплового потока и образующихся паров. Следовательно, при данной питающей смеси может быть достигнута большая производительность, если высушивать тонкую пленку при достаточно высокой скорости барабана. При очень тонкой пленке и высокой скорости барабана время соприкосновения материала с горячим барабаном чрезвычайно сокращается, что особенно важно при сушке жидкостей, чувствительных к теплу.

Если желательна быстрая сушка при низкой температуре, аппарат заключается в герметическую металлическую камеру, в которой создается вакуум. В таких условиях вода фактически кипит, и не может быть речи о диффузии пара сквозь поверхность пленки воздуха. Если поддерживается высокий вакуум, то материал, подобный цельному молоку, может быть быстро высушен при низкой температуре.

Двухвальцовые сушилки употребляются при густых и полужидких пастах, которые могут быть расплавлены в тонкой слой, прилипающий к барабанам. Оба барабана расположены горизонтально и параллельно друг другу, с небольшим расстоянием между ними. Паста, подлежащая сушке, подается сверху в пространство между барабанами, которые вращаются в противоположных направлениях. На каждый барабан налипает пленка, которая движется вместе с поверхностью барабана и затем снимается скребком. Высушенный продукт падает в отдельный для каждого барабана приемник; непосредственно под барабанами может быть установлен третий приемник для собирания влажной пасты, которая, не прилипнув к поверхности, может падать вниз между вальцами.

Потери тепла у вальцовых сушилок невелики, так что расход пара обычно очень небольшой: 1,2 до 1,6 кг пара на кг испаренной воды. Их производительность очень различна; она зависит от давления пара и природы сушимого материала, но обычно она бывает от 10 до 40 кг испаренной воды в час с м² поверхности барабана⁴.

Сушилки с мешалками. Сушилки с мешалками употребляются главным образом в тех случаях, когда при небольшой производительности требуется сушить пасту, влажный кусковой или зернистый материал, и работа может быть периодической. Сушилка такого типа обычно состоит из неглубокого цилиндрического сосуда, имеющего

¹ Число оборотов от 1 до 10 об/мин. Прим. ред.

² Толщина слоя от 0,1 до 1 мм. Прим. ред.

³ Данные о производительности вальцовых вакуум-сушилок в зависимости от изготавливаемых аппаратов см. приложения к разделу «Сушка», стр. 87. Прим. ред.

⁴ Иногда для улавливания пыли применяют также электрофильтры. Хотя они дают высокую степень улавливания и экономичны в эксплуатации, применение их здесь ограничено из-за необходимости высоких первоначальных затрат и сложного оборудования. Прим. ред.

⁵ Напряжения объема сушилки по испаряемой влаге: 3 ÷ 5 кг/м³ час. Прим. ред.

плоское днище и низкие вертикальные стенки. Днище и часть боковых стенок этого сосуда снабжены паровой рубашкой; пар, конденсирующийся в паровой рубашке, служит для подогрева загруженного материала, который помещается на плоском днище. Сушилка загружается через лаз в крышке, а выгружается через другой лаз, находящийся в боковой стенке, у самого дна сушилки. Сушилка снабжена мешалкой, укрепленной на центральном вертикальном валу, который вращается с небольшой скоростью с помощью конической зубчатки, укрепленной на горизонтальном валу. Цель перемешивания состоит в том, чтобы свежие порции загрузки привести в соприкосновение с обогреваемой поверхностью, измельчить их, перемешать и таким образом облегчить испарение влаги. Выбор типа мешалки зависит от природы сушимого материала, хотя его свойства могут очень изменяться за время высушивания. Например, сушилка может загружаться пастой, поступающей в виде тяжелой глиноподобной массы, которая размельчается сперва на мелкие куски, а затем превращается в тонкий порошок. Следовательно, конструкция мешалки должна хорошо работать при всех видоизменениях материала. Материалы, которые сильно прилипают к горячим поверхностям, требуют мощных ножей или скребков; если же материал сыпучий и проходит скользя по днищу сушилки, неся на себе вес целой загрузки, можно употреблять мешалку, сообщающую лишь волнообразное движение материалу. Скорость мешалки должна быть очень небольшой; слишком большая скорость требует большой затраты мощности, вызывает образование комков и лишь незначительно увеличивает скорость сушки.

Сушилки с мешалками могут работать под атмосферным давлением, а также и под вакуумом. Если сушилка работает под атмосферным давлением, то для удаления горячего влажного воздуха, уносимого водяные пары из сушилки, устанавливается небольшой эксгаустер. В таких условиях производительность сушилки бывает [Alliot, J. Soc. Chem. Ind., 38, 173T (1919)] от 10 до 15 кг испаренной воды с m^2 в час для большинства очень влажных материалов, хотя она может понижаться до 2,5—1,5 кг с m^2 в час, если материал с плохой теплопроводностью высушивается от 3,0 до 0,5% влагосодержания, или повышается до 40 кг с m^2 в час, если материал высушивается в тонком слое.

Загрузка обыкновенно бывает от 120 до 250 кг на m^2 днища. Таким образом при сушке очень влажных материалов, как например сточные воды или удобрения из рыбных туков, загрузка сушилки диаметром в 2,5 м составляет 1 т, которая может быть высушена (Alliot, там же) с 70 до 10% влаги (на общий вес) за 6—7 часов, или с 35 до 10% примерно часа за 3. При высушивании кристаллических веществ с 3—4% влаги до 0,5% загрузка той же сушилки составляет ок. 675 кг, и сушка продолжается примерно часа $2\frac{1}{2}$, включая время, затрачиваемое на загрузку и выгрузку. Скорость мешалки может быть от 1 до 8 оборотов в минуту и мощность сушилки диаметром в 2,5 м — от 4 до 5 HP для средних условий.

Так как обычно в сушилку загружается холодный материал, то вначале скорость сушки невелика, но с повышением температуры она увеличивается. Однако, после критической точки скорость сушки уменьшается, несмотря на то что температура может продолжать медленно расти. Другими словами, „пусковой период“, упомянутый

выше, может быть относительно длинным, а „время постоянной скорости“ практически отсутствовать. Следовательно, время „влагосодержание — время“ уподобится букве S, т. е. наиболее крутой изгиб будет находиться почти в середине.

Сушилки с мешалками могут работать и под вакуумом, тогда увеличивается производительность с m^2 поверхности нагрева, уменьшается обогрев сушилки отработанным паром или паром высокого давления, уменьшается время сушки и понижается температура материала во время сушки. Работа под вакуумом особенно выгодна тогда, когда желательно высушить материал до очень низкого влагосодержания, не перегревая его. Таким образом, экономия тепла значительно больше при вакууме, чем при удалении влаги в токе воздуха. Производительность (Alliot, там же) обыкновенно бывает от 15 до 30 кг/м² · час. Таким образом в сушилке диаметром в 1,8 м загрузка может изменяться примерно от 300 до 700 кг, и время сушки от 2 до 6 часов в зависимости от материала. Такой материал, как берлинская лазурь, высушивается от 63% до 5% влаги (на общий вес) за 4,5 часа, включая время, затрачиваемое на загрузку и выгрузку. Расход силы такой сушилкой, включая вакуум-насос, составляет примерно 4—5 HP, и может изменяться за время сушки от 3 до 6 HP.

Мешалка вращается так медленно, что на конденсатор уносится лишь очень незначительное количество пыли. Нормальный расход пара составляет примерно 1,5 кг, но может понижаться до 1,2 кг пара на кг испаренной воды.

Следующие данные, сообщенные Эттуотером и Борклендом [Atwater and Borkland, Chem. Met. Eng., 26, 226 (1919)], относятся сушилки с мешалкой диаметром в 1,8 м с двойным днищем и двойными стенками. Сушилка работала под атмосферным давлением с небольшим эксгаустером для удаления паров. При этих испытаниях расход пара составлял в среднем 1,7 кг на кг испаренной воды, а мощность, затрачиваемая мешалкой, была 0,7 HP на 100 кг влажного материала.

Материал	Загрузка кг	Начальная влажность %	Конечная влажность %	Количество испаренной воды кг	Время в мин.
Каменный уголь . . .	148	24,6	1,0	36	137
Опилки	172	52,2	0,3	90	200
Гипс	275	16,2	0	45	42
Огнеупорная глина . .	227	39,7	2,3	37	170
Песок	266	16,0	0,1	42	74

Видоизменение сушилки с мешалкой представляет собой горизонтальную цилиндрическую сушилку, состоящую из нескольких горизонтальных цилиндра, одетого в паровую рубашку и снабженного мешалкой, укрепленной на центральном горизонтальном валу. Вместо лопастей мешалки можно употреблять кулаки, которые производят хорошее измельчение материала во время его высушивания.

Эти сушилки обычно допускают несколько большие загрузки, чем обыкновенные сушилки с мешалками¹.

Вращающиеся барабанные сушилки. Вращающаяся барабанная сушилка является одним из наиболее распространенных типов при сушке большинства сыпучих материалов, при большой производительности. В основном барабанная сушилка состоит из вращающегося цилиндра, установленного под небольшим углом к горизонтальной оси. Во время процесса сушки материал непрерывно поступает в приподнятую часть цилиндра и непрерывно выгружается из нижней. Нагретый воздух или топочные газы проходят через сушилку над материалом. Все тепло, необходимое для испарения, материал получает от горячего входящего газа или же путем наружного обогрева барабана. На внутренней поверхности барабана, параллельно его оси, укрепляются лопасти², радиально выступающие по направлению к центру; они служат для перемешивания материала внутри цилиндра, для того чтобы поток горячего воздуха пронизывал материал во время вращения барабана. Таким образом достигается хорошая теплопередача, и материал перемешивается, благодаря чему высушенный материал получается однородным. При быстро сохнувших материалах можно употреблять укороченные сушилки с наклоном примерно 1 к 15; медленно сохнущие материалы требуют длинной сушилки, и наклон должен быть 1 к 45 или 1 к 50. Вращение барабана достигается приводом, состоящим из зубчатого обода и небольшой зубчатой шестерни; опорой вращающегося барабана служат ролики, по которым катятся стальные бандажи барабана. У нижнего конца барабана имеются специальные упорные ролики, предотвращающие осевое смещение барабана. При горячих топочных газах можно устанавливать дымовую трубу для прососа газов через сушилку, хотя обычно ставятся вентиляторы как для подогретого воздуха, так и для топочных газов. Часто вентиляторы устанавливаются у обоих концов сушилки и давление внутри нее поддерживается очень близкое к атмосферному, что уменьшает засос холодного воздуха и утечку горячего пыльного газа в местах соединения сушилки с газопроводом.

Способ подачи тепла в сушилку обычно устанавливается в зависимости от температуры, которую выдерживает материал, а также от необходимости охранять его от загрязнения.

В **однобарабанных** сушилках, непосредственно обогреваемых горячими топочными газами, топка помещается у одного конца барабана; газы один раз проходят через сушилку и удаляются через дымовую трубу. Тепловой коэффициент полезного действия не так велик, как у других сушилок, но сушилки подобного типа просты, доступны и устанавливаются там, где топливо стоит недорого.

Если высушивается известняк, руда, или какой-нибудь другой тяжелый кусковой материал, производительность подобной сушилки [Alliot, J. Soc. Chem. Ind. 38, 173 T (1919); Horgan, Trans. Inst. Chem. Eng. (Britisch), 6, 131 (1928)] диаметром в 1,5 м и длиной в 12 м составляет примерно 6 т сухого материала в час, если

¹ Данные о производительности горизонтальных вакуум-сушилок с мешалками (так называемых гребковых) и характеристики изготавливаемых аппаратов см. приложения к разделу «Сушка», стр. 525. Прим. ред.

² Насадка.

высушивание материала производить от 12 до 17% влаги. Эффективность такой сушилки соответствует испарению 4,5 кг воды из 1 кг топлива.

Так как трудно получить высокий коэффициент полезного действия при однократном прохождении газа сквозь сушилку, то ее часто устраивают под сушилкой, и газы один или несколько раз обходят наружную поверхность барабана, выходящего в печь, прежде чем войти внутрь него. Такого рода однобарабанная сушилка использует как прямой, так и не прямой обогрев (см. рис. 5). Для регулирования температуры внутри сушилки устраивается обводный дымоход, в который можно непосредственно выпускать различные количества горячих газов, не пропуская их через сушилку.

Барабанные сушилки употребляются для сушки глины, каменного угля, измельченной руды, нечистот, песка и т. п., а также для шламов с большим влагосодержанием¹. Их применение ограничивается материалами не чувствительными к теплу, так как температура газов высока. Материал нагревается обычно выше 100° С, так что вода буквально кипит, и не может быть речи о диффузии пара сквозь поверхностную пленку воздуха. Тепловой коэффициент полезного действия (Alliot и Horgan, там же) обычно бывает от 40 до 60%, эффективность соответствует испарению примерно 5—8 кг воды из 1 кг топлива. Наибольшая потеря тепла происходит с горячими газами, покидающими сушилку; потери от излучения составляют около 15% и ниже.

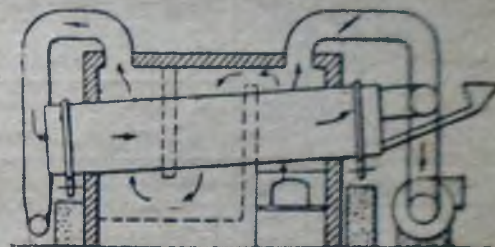


Рис. 5. Барабанная вращающаяся сушилка с наружным и внутренним обогревом.

Если материал допускает сушку при высокой температуре, то не допускает соприкосновения с горячими продуктами сгорания, можно пользоваться наружным обогревом, не пропуская газов через сушилку. Тепловой коэффициент полезного действия при такой работе обычно бывает низким: скорость поглощения тепла, заключенного в газах, невелика из-за малой поверхности теплопередачи и большого теплового сопротивления. Поверхность нагрева можно увеличить, устроив каналы, проходящие через сушилку, и пропуская через них газ под прямым углом к оси сушилки.

Видоизменение вращающейся сушилки с непосредственным обогревом представляет собой две барабанные сушилки или сушилку с двойным ходом газов, состоящая из двух концентрических барабанов. Материал подается в кольцеобразное промежуточное пространство со стороны топки. Насадка для подъема материала, укрепленная на внутренней стороне наружного барабана, поднимает материал и

¹ Слишком большая влажность поступающего материала недопустима, так как материал налипает на стенки и насадку и не продвигается вдоль сушилки. Прим. ред.

Таблица 2
Эксплуатационные данные вращающихся барабанных сушилок

Эксплуатационные данные вращающихся барабанных сушилок

	Двубарабанная сушилка Прямое соприкосновение с газом Противоток	Уголь	Извест- ная	Руда	Глина	Известняк	Однобарабан- ная сушилка. Прямое со- прикоснове- ние с газом. Противоток	Однобарабан- ная сушилка. Прямое со- прикоснове- ние с газом. Параллельный ток	Флотацион- ные концентраты					
	Глина		Уголь		Глина		Известняк							
	Глина		Уголь		Глина		Известняк							
	Глина		Уголь		Глина		Известняк							
Диаметр "	1,5	1,8	2,3	2,3	2,7	1,5	2,3	1,5	1,5					
Давола и	9,2	10,7	16,8	16,8	19,8	9,2	21,4	10,7	10,7					
Начальная влажность матери- ала %	24,5	9,0	11,8	8,9	14,2	27,3	5,2	12,5	12,5					
Конечная влажность материала %	2,7	0,6	1,1	0,7	4,7	0,7	0,3	3,2	3,2					
Температура наружного воз- духа °С	11	2	18	23	4	10	8	3	3					
Температура воздуха после впе- чатления °С	60	53	76	63	74	108	199	179	179					
Температура загрузочного ма- териала °С	10	4	17	21	9	14	10	5	5					
Температура выгрузочного ма- териала °С	152	116	118	138	104	114	182	114	114					
Уголь														
Расход топлива кг/час	120	138	325	427	65	127	573	11,2	11,2					
Расход сил на сушильный бара- бан НР	11	16	48	53	73	12	66	10,5	10,5					
Расход сил на вентилятор	3	4	9	9,5	16	4,5	11	3,5	3,5					
Производительность сухого ма- териала кг/час	3300	1000	21000	34800	44800	1780	47300	5950	5950					
Испарено воды кг/час	955	925	2540	3230	4960	643	2450	633	633					
Испарено воды кг на кг топлива	7,9	6,7	7,8	7,65	7,6	5,05	4,3	5,6	5,6					

середину сушилки и затем сбрасывает его на горячий внутренний барабан, где он задерживается радиальными выступами на один полуоборот. Газы проходят сквозь внутренний барабан параллельно движению сушимого материала и затем в обратном направлении возвращаются по кольцеобразному пространству между обоими барабанами. Этот способ работы имеет то преимущество, что сухие газы встречают наиболее сухой материал и таким образом достигаются преимущества противотока, но в то же время газы, теряя значительное количество тепла перед тем, как притти в соприкосновение с сухим товаром, достаточно охлаждаются и тем самым уменьшается вероятность порчи материала от высокой температуры. Тот же принцип остается в силе, если газы сначала проходят через кольцеобразное пространство, а материал подается во внутренний цилиндр. Сушилка с двойным ходом газов, диаметром в 1,5 м и длиной в 9,2 м, высушивая тяжелый зернистый материал от 12 до 10% влаги вышеописанным способом, имеет производительность свыше 8 т в час и эффективность, соответствующую испарению 7 кг воды на 1 кг топлива.

Табл. 2 представляет собой данные испытаний (Ruggles-Coles Dryers, Bull. 16-B, Hardinge Co., 1930) вращающихся сушилок четырех типов, при высушивании нескольких различных материалов¹.

Для высушивания чувствительных к высокой температуре органических материалов от 2—5% до 0,5% влагосодержания и ниже очень часто употребляются вращающиеся сушилки, работающие с воздухом, подогретым при помощи парового калорифера. Все тепло, необходимое для испарения, может поступать с воздухом, подогретым перед его поступлением в сушилку, или частичный подогрев можно вести внутри сушилки. Барабан может быть одет паровой рубашкой или иметь неподвижную паровую батарею, подвешенную внутри сушилки. Вращающиеся сушилки, обогреваемые горячим воздухом, употребляются для сушки сахара и других продуктов, чувствительных к теплу или не допускающих загрязнения пылью топочных газов. Сушилка без паровой рубашки длиной в 6,7 м и диаметром в 1,2 м, работая с воздухом, подогретым до 82°C, высушивает (Alliot, J. Soc. Chem. Ind., 38, 173 T (1919); Morgan, Trans. Inst. Chem. Eng. (British), 6, 131, (1928)] примерно 1 т гигроскопического материала в час, например азотнокислого или сернокислого аммония, от 3,5 до 0,4% влаги, при расходе пара в 4—5 кг на 1 кг испаренной воды. Мощность, потребляемая для такой установки включая вентилятор обычного типа, составляет от 6 до 7 НР.

Табл. 3 (стр. 478) представляет собой данные о сушке сульфата аммония подогретым воздухом во вращающейся сушилке.

Из практических соображений противоток между газом и сушимым материалом часто является нежелательным. Материал может быть нечувствительным к теплу во влажном состоянии, но чувствительным в сухом, и так как наиболее сухие газы являются в то же время и наиболее горячими, то в результате противотока может произойти порча материала. Кроме того, температура влажного материала, поступающего в сушилку, может быть ниже точки росы влажных газов, оставляющих сушилку, и если они взаимно соприкасаются,

¹ Данные о производительности барабанных сушилок см. "Акт. материалы к делу "Сушка", стр. 133. Прим. ред.

Таблица 3

Данные о сушке сульфата аммония

Данные	Однobarабанная сушилка, подогретый воздух $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
Начальная влажность в % . . .	1,63
Конечная влажность в % . . .	0,16
Источник тепла	Паровой калорифер
Производительность т/час . . .	3,75
Размеры барабана в м	1,2 × 9,2

как в случае противотока, может произойти значительная конденсация влаги. Эту влагу придется испарять снова, а в некоторых случаях она вызывает образование комков, и сушка во вращающейся сушилке становится почти невозможной.

По этим причинам часто применяется прямой или параллельный ток, который для некоторых случаев имеет то преимущество, что при нем труднее пересушить материал, чем при противотоке.

Благодаря перебрасыванию материала во вращающейся сушилке многие продукты имеют склонность к образованию пыли, которая может уноситься вместе с газами, если скорость их достаточно велика. На этом основании вращающиеся сушилки для сахарного песка снабжаются пылеотделителями для извлечения сахарной пыли из отработанного влажного воздуха. Ограниченная скорость воздуха, которая обычно бывает от 1 до 2 м/сек, определяет диаметр сушилки. Скорость вращения и наклон барабана обуславливаются часовой производительностью, в то время как требуемую длину определяют производительность и время сушки.

Вращающиеся барабанные сушилки непригодны для сушки вязких материалов, так как последние имеют склонность к слипанию и образованию комков, что чрезвычайно понижает скорость сушки. Если стремление к слипанию незначительно, с ним можно бороться, устраивая перекидные планки особой конструкции или устанавливая деревянные кулаки, которые периодически откидываются внутри сушилки и счищают материал, приставший к полкам¹. В некоторых специальных случаях можно подмешивать сухой продукт к свежей загрузке, для того чтобы уменьшить слипание и добиться наиболее эффективной сушки, возможной во вращающейся сушилке.

Если высушивается песок для стекольного производства, или в других случаях, когда следы железа или ржавчины портят материал, можно употреблять сушилки, выложенные деревом.

¹ В барабанных сушилках без насадки для очистки прилипающего материала и разбивания комков с большим успехом применяют цепь, составленную из кусков прокатного железа крупного профиля или тяжелых литых элементов. Цепь расположена вдоль всей длины сушилки или ее части. Один конец цепи закрепляется в точке, лежащей вне барабана, другой лежит свободно. При вращении барабана цепь увлекается им на некоторую высоту, после чего с силой обрушивается вниз, разбивая комья и счищая наросты. Прим. ред.

Сушильные вальцы (барабаны) для листовых материалов. Сплошные листовые материалы обычно высушиваются на сушильных вальцах: материал прогревается от соприкосновения с вращающимися цилиндрами, обогреваемыми паром; вторичный пар удаляется с потоком воздуха. Цилиндры, диаметр которых может быть от 0,6 до 1,8 м и длина до 6 м, устанавливаются в два или три горизонтальных ряда один над другим, и лента материала проходит над цилиндрами последовательно через каждый ряд. Оси вращающихся цилиндров расположены в шахматном порядке, так что дуга обхвата цилиндра материалом значительно превышает полукруг; длина материала, находящегося в соприкосновении с барабанами, обычно составляет от 50 до 70% общей длины материала во всей сушилке. При сушке бумаги часто между бумажной лентой и ролами (каландрами) натягивается бесконечная прокладка из войлока, которая в одно и то же время поглощает влагу из материала и сохнет сама. Бумага во время высушивания стремится к сжатию; если в сушилке для бумаги все барабаны имеют одинаковые размеры и вращаются с одинаковой скоростью, происходит сильное натяжение ленты, которое может вызвать порчу товара или разрыв ленты. Существуют специальные электрические приводы, которые регулируют скорость цилиндров таким образом, что по мере натяжения ленты уменьшается линейная скорость барабана и тем самым устраняется возможность порчи материала. Сушильный агрегат обычно заключается в кожух, из которого через трубу или через простой вытяжной фонарь в крыше удаляется влажный отработанный воздух. Таким образом устраняется конденсация влаги на холодной потолке, а следовательно и падение капель на материал.

Материал нагревается прямым соприкосновением с цилиндрами, обогреваемыми паром, и принимает температуру значительно более высокую, чем температура сухого термометра в воздухе. Устанавливаемая температура равновесия является функцией скорости передачи тепла от пара к материалу и скорости испарения воды. Если температура материала становится ниже равновесной, скорость передачи тепла от пара к материалу больше, и количество тепла больше того, что требуется для испарения: в этом случае материал стремится к перегреву. Если температура материала становится выше равновесной, скорость отвода тепла, расходуемого на испарение, больше, чем скорость притока тепла; материал остывает. Таким образом высокий коэффициент теплопередачи от пара к материалу дает высокую скорость передачи тепла при малой температурной разности, т. е. более высокую температуру материала и скорость сушки.

Значение коэффициента теплопередачи от пара к материалу определяется условиями, преобладающими внутри сушильного барабана и на его поверхности. Низкие коэффициенты бывают в результате следующих четырех основных причин: 1) неудовлетворительное удаление воздуха из пара, обогревающего сушилку, 2) плохое удаление конденсата, 3) накопление масла или ржавчины внутри сушильного барабана и 4) накопление волокон на внешней поверхности сушильного барабана.

Один из лучших способов удаления примесей воздуха к пару заключается в том, что каждый барабан снабжается небольшим враща-

который в течение всего времени сушки держится слегка приоткрытым; хотя этот способ имеет тот недостаток, что при остановке машины обслуживающий персонал может оставить кран открытым; в этом случае воздух втянется и заполнит барабан и при пуске машины в ход придется затрачивать время на его удаление. Для отвода конденсата обычно внутрь барабана вставляются короткие вертикальные трубки, доходящие почти до дна барабана, которые образуют сифон; но эти трубки иногда ржавеют, ломаются, и тогда барабан работает до половины наполненный водой. Вместо системы сифонных трубок употребляются небольшие ковши, укрепленные внутри барабана у его боковой стенки; при вращении барабана ковши сначала поднимают конденсат, а затем выливают его в осевой сток. В результате одного испытания (Lewis, Mc Adams and Adams, Pulp Paper Mag., February 1927, p. 122) сушилки сульфитной массы, при котором измерялись фактические температуры материала, общий коэффициент теплопередачи от пара к материалу был найден равным $160 \text{ кал./м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$.

Можно значительно увеличить производительность сушильных вальцев, омывая поверхность материала струей воздуха в направлении, перпендикулярном его ширине. Большая скорость воздуха уменьшает толщину воздушной пленки на поверхности материала и таким образом увеличивает поверхностный коэффициент диффузии пара. В случае, если материал представляет собой тонкую ленту из бумаги или текстиля, всем процессом сушки управляет поверхностное испарение, так что большая скорость воздуха имеет значение не только для периода постоянной скорости, но и для периода падающей скорости. Подобную струю воздуха следует направлять только на влажный материал, но не на голую поверхность сушильного барабана, так как это повысило бы температуру проходящего воздуха и тем самым увеличило бы расход тепла. Повышение относительной скорости ленты материала и воздуха может быть также достигнуто путем повышения скорости ленты, и, следовательно, производительность сушильного барабана увеличивается с увеличением скорости материала.

В табл. 4 приведены средние скорости сушки, полученные на основании целого ряда испытаний, выраженные в кг воды в час с м^2 рабочей поверхности сушилки; причем, хотя условия сушки были в каждом случае различны, быстрое возрастание скорости сушки со скоростью материала несомненно. Однако, с увеличением скорости материала или скорости воздуха скорость сушки увеличивается не настолько, насколько увеличивается поверхностный коэффициент диффузии пара, как это следует из уравнения (6), потому что температура материала на барабане сушилки не может оставаться постоянной, если изменяется скорость воздуха. Так как поверхностное сопротивление диффузии пара частично снижается из-за понижения температуры материала. После критического влагосодержания, которое для бумажных листов наступает между 30 и 80% влаги, скорость сушки падает из-за уменьшения влажной поверхности, и равновесная температура повышается. Следовательно, температура материала приближается к темпе-

Таблица 4

Данные испытаний сушилок для газетной бумаги и бумаги для гофрирования

Испытания	И					
	А	В	С	Д	Е	Г
1. Диаметр сушильного барабана в м	0,915	0,915	0,915	0,915	0,915	0,915
2. Количество барабана в м	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00
3. Эффективная поверхность в м ² (прибл.)	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5
4. Скорость материала в м/мин	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0	3,0
5. Скорость воздуха в м/мин	100	100	100	100	100	100
6. Абсолютная влажность окружающего воздуха в %	10	10	10	10	10	10
7. Абсолютная влажность окружающего воздуха в °С	23	23	23	23	23	23
8. Температура окружающего воздуха в °С	23	23	23	23	23	23
9. Температура увлажненной бумаги (на суше в %)	23	23	23	23	23	23
10. Из воды на кг готовой бумаги (на сухой вес)	2,375	2,375	2,375	2,375	2,375	2,375
11. Из воды на кг готовой бумаги (на сухой вес)	0,086	0,086	0,086	0,086	0,086	0,086
12. Высушено воды в %	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00
13. Испарение воды в %	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000
14. Испарение воды в %	66,200	66,200	66,200	66,200	66,200	66,200
15. Испарение воды в %	13,100	13,100	13,100	13,100	13,100	13,100
16. Испарение воды в %	1,87	1,87	1,87	1,87	1,87	1,87
17. Испарение воды в %	10	10	10	10	10	10
18. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
19. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
20. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
21. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
22. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
23. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
24. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
25. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
26. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
27. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
28. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
29. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
30. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
31. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
32. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
33. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
34. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
35. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
36. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
37. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
38. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
39. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
40. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
41. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
42. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
43. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
44. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
45. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
46. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
47. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
48. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
49. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
50. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
51. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
52. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
53. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
54. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
55. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
56. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
57. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
58. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
59. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
60. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
61. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
62. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
63. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
64. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
65. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
66. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
67. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
68. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
69. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
70. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
71. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
72. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
73. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
74. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
75. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
76. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
77. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
78. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
79. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
80. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
81. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
82. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
83. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
84. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
85. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
86. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
87. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
88. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
89. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
90. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
91. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
92. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
93. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
94. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
95. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
96. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
97. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
98. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
99. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121
100. Температура пара в °С	121	121	121	121	121	121

ратуре пара и материал близок к высыханию. (Данные, касающиеся работы сушилок для картона и оберточной бумаги, опубликованы Стаммом [Stamm, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind., 15, 208 (1932)] и Монтгомери [Montgomery, там же (February 1933)].

Данные, собранные в табл. 4, указывают также на экономию пара, которую можно ожидать при сушке газетной бумаги и бумаги для госзнаков на каландровых сушилках. Количество тепла, необходимое для нагрева воздуха от температуры помещения до температуры уходящего воздуха, изменяется от 74 до 286 кал и в среднем составляет 154 кал на кг испаренной воды. Однако, сушилка должна быть снабжена теплом, необходимым для нагрева этого воздуха не от температуры помещения, но от температуры наружного воздуха до температуры отработанного. Температура наружного воздуха не указана, но, принимая ее в каждом случае равной 10°С (испытания производились между ноябрем и мартом), вычисленное количество тепла, необходимое для нагрева воздуха от 10°С до температуры помещения, в среднем составляет 242 кал на кг испаренной воды. Общая сумма необходимого тепла при этих испытаниях составляет, следовательно около 610 + 154 + 242, т. е. около 1 000 кал на кг испаренной воды. Расход пара должен быть, примерно, равным 1,8 кг пара на кг испаренной воды, что можно сравнивать с цифрой 1,67, взятой как среднее от измеренных значений. Потери тепла увеличиваются с увеличением количества употребляемого воздуха, но не пропорциональны ему, потому что с увеличением количества проходящего воздуха понижается его температура.

Это становится ясным при сравнении данных расхода воздуха в кг на кг испаренной воды в зависимости от повышения температуры воздуха по сравнению с температурой помещения.

У сушилок такого типа большая часть потерь тепла в окружающую среду возмещается, потому что воздух для сушки засасывается из того же самого помещения. Практически все количество подаваемого тепла, которое требуется помимо испарения воды, заключенной в материале, представляет собой разность между физической теплотой отработанного воздуха и физической теплотой свежего воздуха.

Следовательно, расход пара меняется в зависимости от времени года, и данные, касающиеся расхода пара, указанные в табл. 4, несколько повышены, потому что испытания эти производились зимой. Слэтер и Уорнер [Slater and Wagner, Mech. Eng., 44, 587 (1922)] сообщают об испытании, произведенном над сушилкой для газетной бумаги в то время, когда температура наружного воздуха была 28°С, расход пара был 1,4 кг пара на кг испаренной воды, т. е. значительно ниже, чем в испытаниях, опубликованных в вышеприведенной таблице. Скорость материала была 200 м/мин и средняя скорость сушки составляла 13,4 кг с м² в час эффективной поверхности, что согласуется с вышеприведенными результатами.

Камерные, туннельные и шкафы-сушилки. Большинство сушилок этого типа в основном представляет собой камеру с обогревом, в которую подается свежий воздух; воздух же, достаточно насыщенный влагой, отсасывается для удаления испарившейся воды. Такого типа сушилки могут быть периодическими в своей работе, если материал загружается в сушилку и остается в ней без движения до тех пор,

пока не станет сухим, или непрерывными, если материал непрерывно проходит через сушилку на вагонетках или конвейерах различного типа. Они могут иметь специальную конструкцию или состоять вообще из обогреваемого помещения или камеры с естественной циркуляцией воздуха. Возможны различные видоизменения сушилок этого типа в зависимости от того, каким образом осуществляется подача тепла в сушилку, удаление влаги, загрузка и выгрузка материала. Между камерными сушилками периодического действия и туннельными сушилками, в которых материал непрерывно движется навстречу воздушному потоку, могут быть различные промежуточные комбинации. Например, туннельная сушилка, в которой различные секции работают при различной температуре и влажности воздуха, может рассматриваться как комбинация отдельных камерных сушилок непрерывного действия, работающих группой.

В прежнее время камерные сушилки с естественной циркуляцией были широко распространены, да и теперь они часто встречаются во многих отраслях промышленности. Обыкновенно они плохо вентилируются, и так как циркуляция воздуха получается лишь благодаря естественной конвекции газовых потоков, материал в различных частях камеры сохнет с различной скоростью. Кроме того материал, расположенный возле калориферов, высыхает значительно быстрее, чем находящийся в центре сушилки. В силу этого такого рода сушилки вытесняются сушилками специальной конструкции с искусственной циркуляцией воздуха. Однако, тонкая почтовая бумага до сих пор сушится в камерных сушилках с естественной циркуляцией, так как высушенная таким образом она получается более крепкой, нежели высушенная на каландрах.

Название „камерная сушилка“ относится к обогреваемой камере специальной конструкции, которая может иметь или не иметь искусственную циркуляцию воздуха. В небольших лабораторных сушилках материал укладывается на противни, которые загружаются внутрь сушильного шкафа и остаются там до окончания операции.

В больших сушилках материал на рамах или на вагонетках вкатывается внутрь сушилки через большую дверь, которая затем закрывается. Когда материал высушен, он удаляется через те же самые двери, или через такие же двери в противоположной стенке сушилки. Зернистый или кусковой материал укладывается на плоские противни, желательнее перфорированные, которые накладываются на вагонетку таким образом, чтобы между противнями оставалось пространство, достаточное для свободного прохождения воздуха над материалом. Нагрузка на противень составляет от 4,5 до 20 кг влажного материала на м², но эта величина значительно изменяется в зависимости от степени трудности удаления влаги из твердого вещества. Вагонетки снабжаются колесами с ребрами и передвигаются по рельсам или же плоскими поворотными колесами, и тогда их можно передвигать непосредственно по полу цеха и сушилки. В последнем случае для направления вагонетки при ее прохождении через сушилку на полу сушилки укладываются направляющие рельсы из корытного железа. Если вагонетки должны непрерывно проходить сушилку, они могут передвигаться механически с помощью цепной тяги.

Камерные и туннельные сушилки обычно обогреваются паровыми калориферами, хотя можно также воспользоваться электро-

нагревом или топочными газами. Сушилка может работать адиабатически, если свежий воздух подогревается предварительно и не нагревается в самой сушилке, или же внутри сушилки могут быть установлены калориферы для вторичного подогрева воздуха после прохождения его над материалом. Обычно пользуются комбинацией обоих способов: устанавливается подогреватель для свежего воздуха и калориферы внутри сушилки.

Воздух заставляют проходить последовательно над калориферами и материалом, причем высушивание происходит благодаря движению воздуха в результате естественной конвекции, механической циркуляции, циркуляции, вызванной водяным распылителем или воздушной струей, или комбинации этих методов.

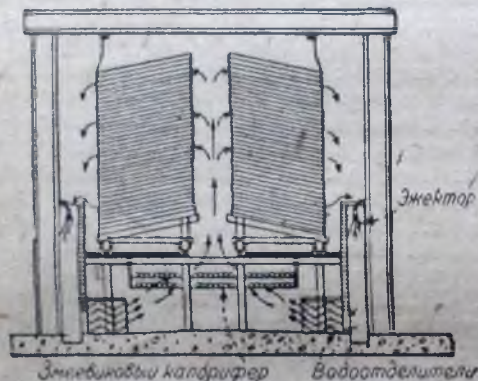


Рис. 6. Сушка Тимана для лесоматериалов.

пергородкой и стенкой, образующими подобие дымохода, поднимаясь и нагреваясь за время своего подъема. Затем он направляется вниз, проходя над материалом, расположенным в середине сушилки, увеличивая свое влагосодержание и охлаждаясь, и таким образом попадает под ложное днище, где снова приходит в соприкосновение с охлаждающими змеевиками. Здесь происходит конденсация влаги, что значительно понижает температуру основной массы воздуха; затем воздух поднимается вдоль стен и снова проходит над калорифером.

Сушилка Тимана для лесоматериалов (Tiemann, The Kiln Drying of Lumber Lippincott, 1917) (см. рис. 6) использует как естественную, так и искусственную циркуляцию. Лесоматериал поступает в сушилку на двух вагонетках с параллельными рельсовыми путями: материал укладывается на тележки таким образом, чтобы между рядами досок оставался свободный проход для воздуха. Под полом сушилки помещаются горизонтальные калориферы; воздух, поднимаясь в сушилку, проходит над ними и поступает сначала в свободное пространство между двумя вагонетками, а отсюда направляется к боковым стенкам сушилки, проходя через материал, уложенный на вагонетки. Далее, благодаря водяному эжектору, он направляется вниз по вертикальным боковым проходам и, прежде чем снова прийти в соприкосновение с калориферами, проходит через водоотделитель. Влажность воздуха в сушилке, а следовательно скорость сушки можно регулировать, изменяя температуру воды, по-

ступающей в эжекторы. Брезентовые полотнища, возвышающиеся к потолку, препятствуют прохождению воздуха над материалом, и таким образом обеспечивают хорошую циркуляцию воздуха через материал.

Как следует из сказанного ранее, скорость и влажность воздуха имеют небольшое влияние на скорость сушки в том периоде, который управляет внутренняя диффузия жидкости; поэтому при таких же условиях сохнувших материалах, как лес, допускается относительно медленная циркуляция воздуха, естественная или искусственная. Тем не менее, для целого ряда материалов период, которым управляет поверхностное испарение, охватывает большие пределы влагосодержаний; в этих случаях необходима принудительная циркуляция и относительно высокая скорость воздуха не только для повышения поверхностного коэффициента диффузии пара, но и для устранения застойных воздушных



Рис. 7. Полочная сушилка Гордон.

мешков, которые появляются в результате высокой влажности воздуха и низкой скорости сушки. Такая принудительная циркуляция достигается путем установки винтовых или центробежных вентиляторов, в результате чего получаются следующие преимущества: 1) устранение застойных воздушных мешков с высокой влажностью при каждом прохождении воздуха сквозь сушилку, 2) высокая скорость воздуха над влажной поверхностью материала, а следовательно и высокое значение поверхностного коэффициента диффузии пара, 3) принудительное удаление влаги благодаря замене определенного количества теплого влажного воздуха свежим.

Многие типы сушилок, имеющие искусственную циркуляцию, достигают лишь третьего преимущества, так как циркуляционная система используется только для подачи свежего воздуха и удаления из сушилки отработанного воздуха. Для достижения первых двух преимуществ должен быть установлен экран, который заставлял бы воздух проходить над материалом и предотвращал бы короткое замыкание между поступающим и уходящим воздухом.

Полочная сушилка Гордон, изображенная на рис. 7, особенно хорошо предусматривает сказанное выше (Carrier and Stacey, там же). Перегородки установлены таким образом, что воздух протекает над отдельными полками с материалом и над калориферами, которые подогревают воздух после каждого его прохода над материалом.

Рис. 8 представляет собой схематический продольный разрез эжекторной сушилки Керрьеера. Здесь циркуляция воздуха над материалом и через материал, уложенный на вагонетки, осуществляется с помощью струи воздуха, которая подается сверху сушилки около одной из ее боковых стенок. Воздух для эжектора подается наружным вентилятором, на который можно возвращать или не возвращать некоторое количество отработанного воздуха. Воздух, циркулирующий над материалом при помощи эжектора, составляет трех-пятикратное количество воздуха, доставляемого вентилятором. Схема на рис. 8 представляет собой продольный разрез такого рода сушилки, которая очевидно может иметь любую длину; эжекторы устанавливаются через небольшие промежутки по длине сушилки.

Некоторые данные, касающиеся сушилок этого типа, указаны в табл. 5.

Таблица 5

Технологические данные	А	В
Тип	Эжектор	Эжектор
Количество вагонеток	2	28
Продукт	Красители	Глиняный товар
Вес влажной загрузки, кг в час	6100	509 000
Начальная влажность на общий вес в	63,8	10
кг пара на 1 кг испаренной воды	2,95	2,25

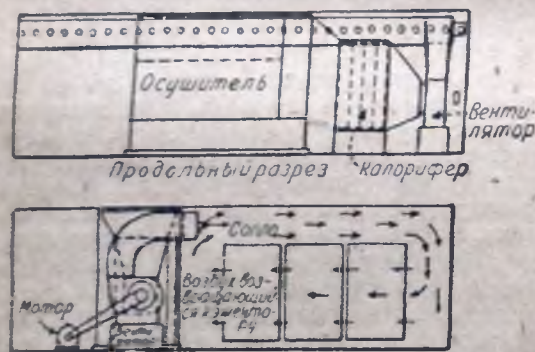


Рис. 8 Эжекторная сушилка Керрьеера.

протоняется только с помощью вентилятора, но наделение давления воздуха внутри сушилки обычно бывает значительно меньше, чем в канале для рециркулирующего воздуха и в самих эжекторах при системе, описанной выше. Вместо того чтобы возвращать воздух над вагонетками и заставлять его непрерывно циркулировать в том же самом направлении, можно направлять его обратно через вагонетки другой секции сушилки, как это показано на рис. 3.

Рис. 3 представляет собой современную туннельную сушилку на 10 вагонеток; сушилка подразделяется на пять секций фронтальными стенками вагонеток (которые выполняют роль перегородок), а также расположением вентиляторов. Как видно, в каждой секции имеется один вентилятор; вентиляторы расположены в шахматном порядке, так что воздух должен протекать через материал во всех направлениях, а также проходить над калориферами, помещенными между вентиляторами и стенками сушилки. Такая система не только устраняет необходимость в специальном канале сверху сушилки (ложном потолке) для обратного тока воздуха, но благодаря непрерывному изменению направления воздуха обеспечивает более равномерную сушку во всех частях сушилки. Вали вентиляторов выходят наружу сушилки с насаженными на них шкивами, которые при помощи ременной передачи приводятся в действие от электромотора. Свежий воздух поступает с одного конца сушилки и удаляется с другого конца с помощью небольшого вентилятора или вытяжной трубы.

Имеются сушилки туннельного типа, в которых материал проходит через обогреваемые секции на ленте или передвигается при помощи цепного транспортера, на котором укреплены лотки, несущие материал. Они имеют очевидные преимущества в экономии продвижения материала через установку и исключают стоимость работы по загрузке и выгрузке сушилки, как в том случае, когда материал подается в вагонетках. При быстро сохнущих материалах, как например хлопков (линт), достаточно однократного прохождения товара через сушилку; товар может продвигаться на гибкой ленте или проволоочной сетке; принудительная циркуляция воздуха может быть осуществлена хотя бы подобно устройству, изображенному на рис. 3.

В некоторых сушилках материал подается на лотках, укрепленных на параллельных цепях по сторонам сушилки. В этом случае материал несколько раз проходит через сушилку: в конце каждого хода лотки автоматически опрокидываются, и материал сбрасывается на лотки следующего, ниже лежащего конвейера.

Вязкие материалы, как например осадок углекислого кальция, получающийся после фильтрования шлама с каустичиров, после предварительного отжима можно сушить на сетках с большими отверстиями; сетки передвигаются через сушилку с помощью цепи. Сетка непрерывно передвигается от одного к другому концу сушилки, или же подвешивается фестонами и медленно проходит через сушилку.

Высушенный продукт может быть легко снят с перфорированной ленты, так как он легко отстает, будучи сухим.

Очевидно в туннельных сушилках можно пользоваться различными типами конвейеров: выбор подходящего типа зависит главным образом от природы высушиваемого материала. Обычные ленточные или лотковые транспортеры в вертикальном направлении не могут быть так близко расположены друг над другом, как противни на вагонетках, поэтому общая поверхность высушивания в таких сушилках меньше, чем в вагонеточных сушилках тех же размеров.

* Пневматические сушилки¹. Сыпучие мелкозернистые материалы могут быть также высушены с помощью горячего воздуха или газа.

¹ Добавление редактора.

ных газов во взвешенном состоянии. На этом принципе основана работа пневматической сушилки, состоящей из трубы круглого или прямо-угольного сечения, автоматического питателя для загрузки сыпучего (мелкораздробленного) материала, вентиляционной установки для нагнетания воздуха через калорифер в сушилку и сепараторов (обычно циклоны) для отделения высушенного товара от отработавшего сушительного агента. Некоторые системы сушилок включают также мельницу для размола более крупных частиц. Основными преимуществами пневматической сушилки являются: большая поверхность испарения на единицу веса материала, — отсюда быстрота суши, — и дешевизна и простота всей сушительной установки. Трудность регулировки процесса сушики является недостатком сушилки указанного типа.

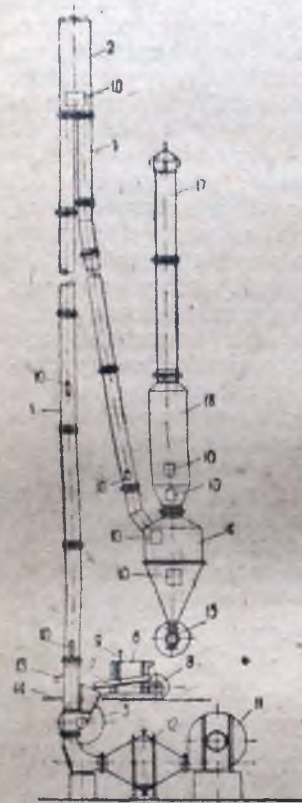


Рис. 8а. Пневматическая сушилка системы Бюлера.

Рис. 8а представляет собой схему пневматической сушилки системы Бюлера. Труба-сушилка 1 состоит из отдельных частей, соединенных между собой на фланцах. От верхней части трубы 2 отходит обратная труба 3, идущая в циклон-аппарат 4. В нижней части трубы 1 находится чугунный питательный валик с гнездами 5, который приводится в движение от мотора и служит для равномерной подачи небольших порций сырого товара из бункера 6 в трубу 1. Товар загружается в бункер вручную, попадает на дно — трясучку бункера 7, приводимую в движение от кривошипного механизма 8; подача товара регулируется задвижкой 9. Высушенный товар сыпается по отводящей трубе 3 в циклон-аппарат 4. Воздух из циклона с небольшим содержанием пыли поступает в мешочные фильтры. Высушенный материал через чугунный валик с гнездами 15 равномерно сыпается в приемники.

Скорость воздуха в пневматических сушилках составляет примерно 10—20 м/сек. Насыщение уходящего воздуха влагой крайне мало: $\phi = 10—20\%$; результатом этого является повышенный расход тепла на сушку: 1600—1800 кал/кг испаренной влаги.

Пневматическая сушилка может быть рекомендована для сушики материалов, имеющих невысокую начальную влажность, притом обусловленную наличием лишь поверхностной влаги. Пневматические сушилки применяются для сушики угля, сельскохозяйственных продуктов и целого ряда продуктов химической промышленности, например салициловой кислоты, тротила, никриновой кислоты и т. п.

Вакуум-сушилки. Сушка при пониженном давлении имеет ряд существенных преимуществ. При понижении давления температура кипения воды в материале понижается; диффузия сквозь поверхно-

стную пленку воздуха отсутствует. Испарение происходит с той же скоростью, с какой подводится тепло, и скорость сушики может быть относительно очень большой. Быстрое испарение при низкой температуре представляет собой важное преимущество при сушике материалов, чувствительных к высокой и средней температуре, и вакуум-сушка обычно применяется для высушивания такого рода материалов. Так как в вакуум-сушилках отсутствует циркуляция воздуха, то потери тепла в отработанном воздухе в расчет принимать не приходится.

Некоторые материалы высушивают под вакуумом во избежание окисления, разложения или обесцвечивания, которые могут иметь место в атмосферных сушилках. Эти преимущества должны быть противопоставлены стоимости относительно дорогой конструкции и стоимости работы конденсатора и вакуум-насоса для вакуум-сушилки.

Полочные вакуум-сушилки обычно изготавливаются в виде шкафов с плитами, обогреваемыми паром, на которых размещаются противни с материалом, подлежащим высушиванию. Стенки шкафа железные или чугунные; они конструируются и укрепляются таким образом, чтобы противостоять наружному давлению, если внутри сушилки поддерживается высокий вакуум.

Так как загрузка или разгрузка сушилки без нарушения вакуума чрезвычайно сложна, эти сушилки почти всегда работают периодически. Интересное исключение составляет вакуум-сушилка Минтона для бумаги [Minton, Tech. Assoc. Pulp Paper Ind. 7, 1 (1924)], в которой бумажная лента поступает в кожух, окружающий каландровую сушилку обыкновенного типа, через специально устроенные входы, допускающие непрерывное поступление бумажной ленты и препятствующие засосу воздуха. Благодаря небольшому сопротивлению поверхности материалу испарению равновесная температура, при которой происходит испарение, понижается, и разность между температурой пара и материала увеличивается. Следовательно, скорость сушики значительно больше, чем в сушилках, работающих при нормальном давлении в атмосфере воздуха, что влечет за собой уменьшение размеров сушилки. Кроме того, когда сушка должна производиться при низкой температуре для получения продукта высокого качества, получается значительная экономия пара, потому что отпадает необходимость в больших количествах нагретого воздуха для удаления водяного пара.

VII. РАВНОВЕСНАЯ ИЛИ ГИГРОСКОПИЧЕСКАЯ ВЛАЖНОСТЬ

Количество влаги, удерживаемое твердым веществом в равновесии с воздухом определенной влажности, называется „равновесным или гигроскопическим“ влагосодержанием. Оно называется также „остаточным“, потому что твердое вещество, высушенное полностью, снова поглощает влагу из воздуха до тех пор, пока не достигнет этого равновесного влагосодержания.

¹ К недостаткам вакуум-сушилок следует отнести также и то, что материал в конце сушики принимает температуру, близкую к температуре срединной температуры сушилки, что надлежит учитывать при назначении температурного режима вакуум-сушилки. *Прим. ред.*

² Данные об изготовлении вакуум-шкафов и их производительности см. в приложении к отделу „Сушка“, стр. 513 сл. *Прим. ред.*

³ Имеются также непрерывно-действующие вакуум-сушилки для жидких и сыпучих материалов. *Прим. ред.*

Гигроскопическая влажность обычно выражается в процентах воды на сухой вес материала и является функцией относительной влажности воздуха. Зависимость между этими двумя переменными дает типичную S-образную кривую почти для всех твердых материалов.

На рис. 9 и 10 приведены кривые для различных сортов бумаги, текстиля и прочих материалов. В дополнение к этим данным см. отдел V, стр. 414—419. Соотношение между равновесным влагосодержанием и относительной влажностью воздуха почти не изменяется в пределах обыкновенной температуры. Например, при 50% относительной влажности увеличение температуры от 27 до 60° С вызывало для образцов дерева, шелка, шерсти и бумаги повышение равновесного влагосодержания от 16 до 31%. Относительная влажность представляет собой отношение парциального давления водяного пара в воздухе к давлению насыщенного пара, и кривые могут рассматриваться как кривые

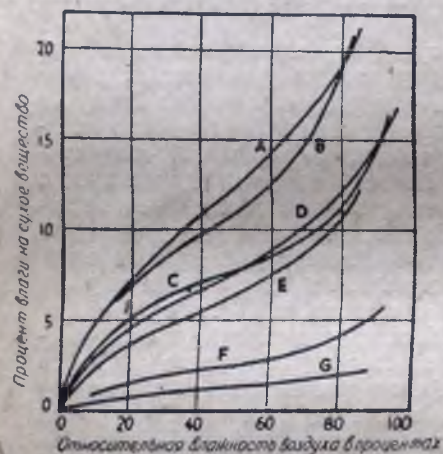


Рис. 9. Гигроскопическая влажность различных материалов.

A — шерсть; B — вискозный шелк; C — газетная бумага; D — оберточная бумага; E — тонкая белая писчая бумага; F — тонкая белая бумага для госзнаков; G — ацетатный шелк; H — кокс.¹

парциального давления водяного пара над различными твердыми материалами; они аналогичны кривым парциального давления водяного пара над растворами солей различной концентрации.

Гигроскопическую характеристику материала можно определить, высушивая его воздухом с контролируемой влажностью; после достижения постоянного веса определяется влагосодержание материала. Равновесное влагосодержание следует определять, идя к нему двумя

¹ International Critical Tables, vol 2, p 323 (русское издание—Справочник физических, химических и технологических величин, т. III, 487—489).

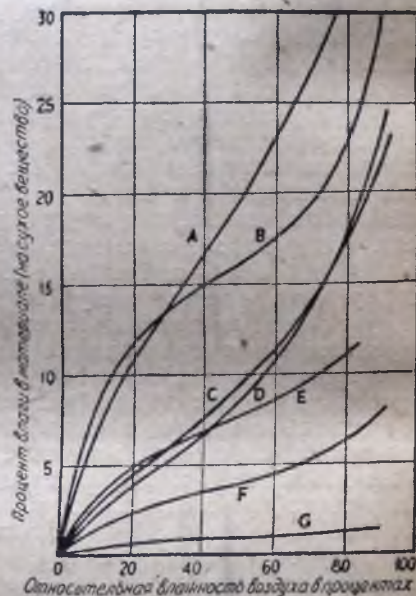


Рис. 10. Гигроскопическая влажность различных материалов.

A — табак в листьях; B — подошвенная кожа дубленая; C — лес; D — мыло; E — клей; F — английская пластичная глина; G — каолин.¹

путями: высушивая влажный материал и увлажняя пересушенный, среднее из найденных значений будет наиболее близко соответствовать истине. Равновесное влагосодержание определяет не только условия сушки материала в конце сушильного процесса, но и позволяет устанавливать степень влажности, приобретаемую им при хранении.

В неподвижном воздухе с относительной влажностью, превышающей 75%, материал подвергается воздействию грибка; высушивание ниже 8% влаги достаточно для предохранения от такого рода порчи большинства органических материалов.

VIII. РАСЧЕТ СУШИЛОК

Весь процесс воздушной сушки может быть подразделен на два отдельных процесса; первый — передвижение влаги к поверхности твердого материала и испарение ее, и второй — удаление водяного пара током воздуха. Аналогичным образом и расчеты, связанные с конструкцией и работой сушилки, подразделяются на две группы: первая — это определение времени, необходимого для сушки, и действия переменных, влияющих на скорость сушки; и вторая — определение требуемого количества тепла и количества воздуха, необходимого для удаления образующегося водяного пара. Первая группа расчетов требует знания механизма сушки данного материала, который рассматривался в первой части этого отдела. Вторая группа включает вопросы вентиляции, требующие знания психрометрических соотношений между воздухом и водяным паром, которые лучше всего выражаются графически на так называемой J — x диаграмме, составленной проф. Моллье¹ в 1923 г. (см. рис. 11).

Пользование диаграммой Моллье

Пользование диаграммой Моллье полезно главным образом при расчетах количеств воздуха и тепла и условий сушки в проектируемой сушилке. Ниже воспроизводится диаграмма Моллье и дается способ пользования ею, а также определение отдельных терминов, употребляемых в связи с диаграммой.

Основными величинами, характеризующими состояние влажного воздуха, являются: температура t , влагосодержание x , теплосодержание J , относительная влажность ϕ . Уравнения, связывающие эти величины, принимают очень простой вид, если вводится одно основное допущение: водяной пар в смеси с воздухом в условиях сушки подчиняется законам идеального газа. Это допущение и было положено в основу диаграммы J — x . Водяной пар сильно отступает от законов идеальных газов при низких температурах и больших давлениях; в сушилках, в холодильниках смешения нет ни низких температур, ни давлений, очень далеких от атмосферного. Поэтому неточности от применения к паровоздушной смеси законов совершенного газа незначительны и вполне искупаются достигаемым упрощением и удобством расчетов.

¹ Вместо принятой в американской практике диаграммы влажности (Динис, Гроссепор) нами приводится диаграмма Моллье, получившая наибольшее распространение в Европе. Распространена также диаграмма I — d проф. Рамзина, появившаяся в 1930 г., дополненная в настоящее время Г. П. Иванюком — см. Справочник конструктора печей под ред. Ю. В. Грум-Гржимайло, стр. 363, ОНТИ 1935 г. Изд. 2-е.

Укажем, что все расчеты сушильных процессов ведутся на 1 кг сухого воздуха и 1 кг сухого вещества.

Влажностью насыщенного воздуха называется влажность, при которой воздух насыщен водяным паром, т. е. парциальное давление водяного пара в воздухе равно давлению водяного пара при той же температуре.

Точкой росы называется та температура, при которой паровоздушная смесь насыщена водяным паром, т. е. та температура, при которой влажность насыщения равна влагосодержанию данной паровоздушной смеси.

Температурой мокрого термометра называется температура равновесия, которую принимает влажная поверхность материала, когда все тепло, необходимое для испарения, получается через ту же поверхность пленку воздуха, через которую диффундирует водяной пар в воздух. Для насыщенного воздуха температура сухого термометра, температура влажного термометра и точка росы равны между собой.

Относительная влажность воздуха или степень влажности φ представляет собой отношение наличного количества пара в смеси к предельно-возможному в состоянии насыщения смеси при одинаковых объеме и температуре. Так как отношение объемов различных газов равно отношению их парциальных давлений, то относительная влажность выражается коэффициентом

$$\varphi = \frac{h_1}{h}, \quad (19)$$

где h_1 — парциальное давление водяного пара в смеси,

h — давление водяного пара в смеси при насыщении.

Для наглядности и удобства расчета относительная влажность φ часто заменяется отношением веса наличной влаги, приходящейся на 1 кг сухого воздуха, к весу влаги, который насыщал бы его при той же температуре: $\varphi = \frac{x_1}{x}$, (здесь x_1 — наличное влагосодержание воздуха и x — влагосодержание воздуха в состоянии насыщения).

Зависимость между обеими величинами определяется уравнением:

$$\frac{\varphi}{\psi} = \frac{(P - h)}{(P - h_1)},$$

где P — общее давление паровоздушной смеси.

Абсолютной влажностью воздуха называется весовое количество водяного пара в 1 м³ газа, другими словами, абсолютная влажность равна удельному весу водяного пара $\gamma_{\text{п}}$, содержащегося в данной паровоздушной смеси. Относительная влажность воздуха может быть выражена через абсолютную влажность следующим образом:

$$\varphi = \frac{\gamma_{\text{п}} \text{ наличн.}}{\gamma_{\text{п}} \text{ насыщ.}}$$

Влагосодержанием x воздуха называется весовое количество водяного пара, приходящееся на 1 кг сухого воздуха, т. е. $x = \frac{G_{\text{пара}}}{G_{\text{возд.}}} \text{ кг}$,

где $G_{\text{пара}}$ — вес пара, примешанного к G кг сухого воздуха. Для смеси воздуха и водяного пара

$$x = \frac{29,27 \varphi \cdot h}{47,06 (P - \varphi h)} = 0,622 \frac{\varphi \cdot h}{P - \varphi h} \text{ кг/кг абс. сух. воздуха} \quad (20)$$

где $29,27 = R_{\text{в}}$ — газовая постоянная воздуха, $47,06 = R_{\text{п}}$ — газовая постоянная водяного пара, P — общее давление паровоздушной смеси, φh — наличное парциальное давление пара, $(P - \varphi \cdot h)$ — наличное парциальное давление воздуха.

Теплосодержанием J паровоздушной смеси, отнесенной к 1 кг сухого воздуха, называется сумма теплосодержаний 1 кг сухого воздуха и x кг водяного пара, т. е. теплосодержание $J = I_{\text{в}} + x i_{\text{п}}$; при этом $i_{\text{в}} = c_p \cdot t$, где c_p — теплоемкость воздуха, принята равной 0,24 (считая ее постоянной в узких температурных пределах); теплосодержание водяного пара получается при учете теплоты испарения воды при 0° и равно 595 ккал/кг; теплоемкости водяного пара (в пределах температур в воздушных сушилках) равны 0,46. Тогда:

$$J = 0,24t + x(595 + 0,46 \cdot t) \text{ ккал/кг абс. сух. воздуха.} \quad (21)$$

Влажным объемом или удельным объемом $V_{\text{уд}}$ называется объем в м³ 1 кг сухого воздуха с содержащимися в нем x кг пара. Удельный вес влажного воздуха $\gamma_{\text{см}}$ представляет собой величину,

$$\text{обратную удельному объему: } \gamma_{\text{см}} = \frac{1}{V_{\text{уд}}}.$$

Диаграмма $J - x$ строится для определенного барометрического давления P . Обычно P берется равным одной технической атмосфере, т. е. 10 000 кг/м². Система координат $J - x$ — диаграмма — косоугольная. Ось ординат представляет собой теплосодержание J в ккал на 1 кг сухого воздуха; ось абсцисс — влагосодержание x в кг на 1 кг сухого воздуха.

Влагосодержание откладывается на вспомогательной оси, которая проводится из начала координат перпендикулярно оси ординат. Поэтому вертикальные прямые, параллельные оси ординат, представляют собой линии постоянного влагосодержания, и вспомогательная ось носит название оси x . Обычно влагосодержание наносится в пределах от 0,0 до 0,4 кг/кг сух. воздуха соответственно с максимальным влагосодержанием, имеющим место при нормальных сушильных процессах.

Прямые, наклонные к вертикальной оси (угол наклона зависит от масштаба диаграммы) и параллельные между собой линии постоянного теплосодержания — **изоэнтальпы**. В основу построения **изоэнтальп** положено уравнение:

$$J = (0,24 + 0,46x)t + 595x,$$

представляющее собой полное теплосодержание смеси. Первое слагаемое этого уравнения, равное $(0,24 + 0,46x)t$, изображается отрезком, лежащим выше горизонтальной оси x . Второе, равное $595x$, изображается вертикальным отрезком, лежащим ниже оси x , являющимся продолжением первого и заключенным между осью x и действительной осью абсцисс. При $t = 0$, теплосодержание $J = 595x$, что и определяет угол α между действительной и вспомогательной осями. В са-

мом деле, если масштаб на диаграмме принят для x : $1000 \text{ мм} = 1 \text{ кг}$, для J : $10 \text{ мм} = 1 \text{ ккал}$, то

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{595 \cdot 10 \cdot x}{1000 \cdot x} = 5,95 \text{ и } \alpha = 80^\circ 30'.$$

Следовательно, при данном масштабе угол наклона изоэнтальп к оси ординат составляет $9^\circ 30'$.

Значения J , соответствующие каждой изоэнтальпе, указаны в точках пересечения изоэнтальп с кривой насыщения.

Прямые, наклонные к горизонтальной оси и непараллельные между собой, представляют собой линии постоянной температуры — изотермы (с увеличением температуры увеличивается угол наклона). Построение изотерм также производится с помощью уравнения $J = 0,24t + 0,46x + 595x$. Обычно температуры наносятся в пределах от 0 до 150°C соответственно температурам, имеющим место в обыкновенных атмосферных сушилках. Значения температур, соответствующие каждой прямой, указаны в точках пересечения изотерм с осью ординат. Изотермой $t = 0$ является вспомогательная ось x .

Кривые, нанесенные на диаграмму, представляют собой кривые постоянной относительной влажности. Линии постоянной относительной влажности строятся с помощью уравнения:

$$x = 0,622 \frac{\varphi \cdot h}{P - \varphi \cdot h};$$

первая кривая снизу, соответствующая $\varphi = 1$, представляет собой кривую насыщения.

Кроме основных линий (постоянной температуры, постоянного теплосодержания, постоянного влагосодержания и постоянной относительной влажности) на диаграмму наносятся также линии постоянных пределов охлаждения воздуха (τ -линии), линии постоянной сушильной силы (K), линии постоянных удельных весов (γ), удельных объемов (v) и др.

Любое состояние влажного воздуха может быть найдено на $J-x$ -диаграмме, и весь ход процесса сушки, являющийся не чем иным, как изменением состояния влажного воздуха (и товара), находит отражение на диаграмме. Каждая точка $J-x$ -диаграммы представляет собой состояние паровоздушной смеси с совершенно определенными характеристиками t, x, J и φ , связанными между собой таким образом, что две из них вполне определяют две другие. Например, если температура влажного воздуха $= 40^\circ \text{C}$ и $\varphi = 1$, то состояние воздуха, отвечающее этим данным, соответствует точке пересечения изотермы $= 40^\circ \text{C}$ с кривой насыщения $\varphi = 1$. Диаграмма показывает, что в этих условиях теплосодержание смеси J составит 40 ккал/кг сухого воздуха и влагосодержание $x = 0,05 \text{ кг/кг}$ сухого воздуха.

Удельный расход воздуха на испарение 1 кг влаги определяется уравнением:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1} \text{ кг воздуха/кг испар. влаги,} \quad (22)$$

где x_1 — начальное влагосодержание воздуха при входе в сушилку в кг влаги/кг сухого воздуха,

x_2 — влагосодержание воздуха, уходящего из сушилки, в кг влаги/кг сухого воздуха.

Удельный расход тепла на испарение 1 кг влаги выражается уравнением:

$$q = \frac{J_2 - J_1}{x_2 - x_1} \text{ ккал/кг испар. влаги,} \quad (23)$$

где J_1 — теплосодержание наружного воздуха перед входом в сушилку в ккал/кг сухого воздуха,

J_2 — теплосодержание отработанного воздуха при выходе из сушилки в ккал/кг сухого воздуха.

Значения x и J , как было показано выше, могут быть взяты по диаграмме $J-x$.

Соотношение между температурой и влажностью воздуха внутри сушилки

Основная схема сушильного процесса заключается в том, что влажный воздух, подогретый в калорифере до известной температуры,

поступает в сушилку, встречается в ней с влажным материалом, подогрывает его, затем производит испарение заключенной в товаре влаги, охлаждаясь при этом сам, и отработанный выходит из сушилки с повышенным влагосодержанием и пониженной температурой. Изменения состояния воздуха, происходящие в теоретической сушилке при адиабатическом процессе (приток тепла $= 0$ и тепловые потери $= 0$), получают следующее отражение на $J-x$ -диаграмме (см. рис. 12): в первой стадии процесса (подогрев воздуха в калорифере) температура воздуха растет от температуры t_1 до t_2 , влагосодержание не изменяется, следовательно теплосодержание его также растет, и процесс может быть представлен вертикальной прямой AB , направленной снизу вверх. Эта стадия процесса характеризуется равенством $x = \text{const}$. Во второй стадии процесса происходит испарение влаги, заключенной в товаре. Температура воздуха падает до t_3 , влагосодержание растет, теплосодержание остается постоянным, т. е. процесс характеризуется равенством $J = \text{const}$ и изображается изоэнтальпой BC , имеющей пределом кривую насыщения. Так как практически всегда имеют место потери тепла сушилкой в окружающую среду, процесс редко бывает истинно адиабатическим, и конечная температура бывает несколько ниже, чем t_3 , так что действительное соотношение между температурой и влажностью в адиабатической сушилке изображается прямой BD , имеющей меньший наклон, чем линия изоэнтальпического

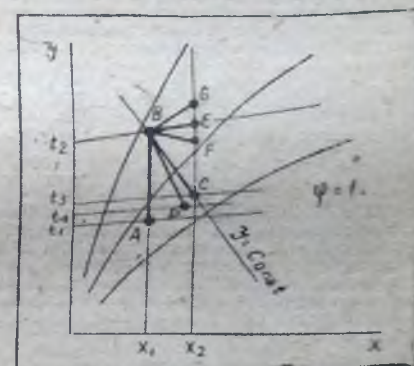


Рис. 12. Соотношение между температурой и влажностью воздуха в сушильных процессах различного типа.

охлаждения. Отношение $\frac{t_1 - t_3}{t_1 - t_4}$ представляет собой тепловой коэффициент полезного действия сушилки.

Для случая сушилки с внутренним подогревом воздуха, когда процесс сушки идет при постоянной температуре, соотношение между температурой и влажностью очевидно изобразится линией BE , имеющей начальную влажность x_1 и конечную x_2 , как и прежде. Тепло, подаваемое внутрь самой сушилки, обычно меньше, но может быть и больше, чем общий расход тепла сушилкой. Если меньше, то охлаждение изобразится линией, подобной BF ; если больше, то линией, подобной BG , имеющей положительный наклон 1 .

Пример 6. Сушилка должна давать 455 кг в час готового продукта, содержащего 4% воды (на общий вес). Начальная влажность равна 42% (на общий вес). Свежий воздух с температурой 21°C и относительной влажностью в 40% подогревается до 93°C перед поступлением в сушилку и покидает сушилку при 60% относительной влажности. Принимая, что сушилка работает адиабатически, вычислить: а) количество свежего воздуха при 21°C, м³ в минуту; б) количество тепла, подаваемого в подогреватель, кал в час.

Решение. Влагосодержание воздуха при 21°C и 40%-ной относительной влажности находим по таблице стр. 406 равным 0,006 кг/кг сух. воздуха. Этот воздух подогревается до 93°C без изменения влагосодержания и, проходя через сушилку, охлаждается, следуя параллельно ближайшей линии изотермического охлаждения на диаграмме до встречи с кривой 60%-ной относительной влажности; в этой точке влагосодержание и температура равны соответственно 0,028 кг и 39°C. Следовательно, каждый кг сухого воздуха, проходя через сушилку, уносит 0,028 — 0,006 = 0,022 кг водяного пара. Испаряется

$$455 \cdot 0,06 \left[\left(\frac{42}{58} \right) - \left(\frac{4}{96} \right) \right] \cong 300 \text{ кг воды в час,}$$

и количество воздуха, требуемое для уноса этого водяного пара, составит

$$\frac{300}{(0,022 \cdot 60)} = 227 \text{ кг в минуту.}$$

По формуле влажного объема $V = 29,27 T / (P - p_h)$ (T — темп-ра в °K; $P \neq 76$; $p_h \neq 1,0$; обозначения см. стр. 494 сл.), объем влажного воздуха при 21°C и 40%-ной относительной влажности равен 0,84 м³ на 1 кг сух. воздуха. Требуемый объем свежего воздуха составит $0,84 \cdot 227 = 191$ м³ в минуту. Теплоемкость свежего воздуха принимаем равной 0,24. Следовательно количество тепла, требуемое в подогревателе, составит $0,24 \cdot 227 \cdot 60 \cdot (93 - 21) = 236 000$ кал в час. Если пренебречь нагревом материала и вагонеток и потерями от излучения в окружающую среду, то расход тепла такой сушилки будет

$$\frac{236 000}{60} \cong 3933 \text{ кал на 1 кг испаренной воды.}$$

Примечание редактора. Аналитическое определение расхода тепла на испарение влаги может быть заменено графическим с помощью J — x -диаграммы, дополненной крайним масштабом, предложенным Гиршем (Hirsch). Для этого должно быть известно лишь направление, по которому паровоздушная смесь перешла от начального состояния к конечному, т. е. теплосодержание и влагосодержание воздуха до поступления в калорифер и по выходе из сушилки. В условиях примера 6, пользуясь диаграммой Молье, находим, что начальному состоянию воздуха соответствовало $x_1 = 0,007$ кг и $J_1 = 8$ кал и конечному: $x_2 = 0,029$ кг и $J_2 = 27$ кал.

Прямая, соединяющая точку x_1, J_1 с точкой x_2, J_2 , проходит через деление 800 на крайнем масштабе диаграммы. Следовательно, расход тепла для удаления 1 кг влаги составляет ~ 800 кал, и общий расход тепла на испарение влаги в условиях примера 6 составит

$$300 \cdot 800 \cong 240 000 \text{ кал/час.}$$

Пример 7. Повторить расчеты примера 6 для аналогичной сушилки, принимая, что воздух поступает в сушилку при 66°C и внутрь самой сушилки подается тепло,

¹ Подобное исследование различных вариантов основного сушильного процесса и методика расчета сушилок даны в книге проф. М. Ю. Лурье, Сушильное дело 1934. *Прим. ред.*

достаточное для поддержания температуры в 66°C, с которой воздух и выходит сушилку, имея относительную влажность, равную 60%.

Решение. С помощью диаграммы находим, что воздух, выходящий сушилку при 66°C и 60%-ной относительной влажности, имеет влагосодержание 0,118. Поэтому необходимо воздуха

$$\frac{300}{(0,118 - 0,006) 60} \cong 45 \text{ кг/мин,}$$

или $45 \cdot 0,84 = 38$ м³ в минуту свежего воздуха.

Количество тепла, требуемое в подогревателе, составит:

$$0,24 \cdot 45 \cdot 60 \cdot (66 - 21) = 29 300 \text{ кал в час.}$$

Принимая, что температура товара, поступающего в сушилку, равна 21°C, количество тепла для испарения находим как сумму тепла, необходимого для нагрева воды до 66°C, и испарения воды при 66°C, не считаясь с действительной температурой испарения.

Таким образом тепло, подаваемое в сушилку, должно составлять $300 (45 + 565) = 180 000$ кал в час.

Пренебрегая теплом нагрева вагонеток и материала и потерями от излучения, найдем общий расход тепла сушилкой равным

$$\frac{(180 000 + 29 300)}{60} \cong 700 \text{ кал на 1 кг испаренной воды.}$$

Пример 8. Производительность сушилки равна 365 кг в час готового продукта, конечная влажность которого 10%, начальная 60% (на общий вес). Для получения желаемых условий сушки воздух подается в сушилку при температуре 100°C, точке росы при 44°C и покидает ее при 68°C с относительной влажностью в 50%. Часть отработанного воздуха возвращается для рециркуляции, смешиваясь с предварительно подогретым свежим воздухом, имеющим температуру 21°C и относительную влажность 52%. Также пренебрегая потерями тепла от излучения и теплом, необходимым для нагрева товара и вагонеток, вычислить расход воздуха и тепла сушилкой.

Решение. Количество испаренной воды равно

$$365 \cdot 0,90 \left[\left(\frac{60}{40} \right) - \left(\frac{10}{90} \right) \right] \cong 460 \text{ кг/час.}$$

По диаграмме находим, что воздух, имеющий точку росы при 44°C, имеет влагосодержание 0,064, а воздух, уходящий при 68°C и относительной влажности в 50%, имеет влагосодержание 0,106. Поэтому воздуха требуется

$$\frac{460}{(0,106 - 0,064) 60} = 183 \text{ кг в минуту.}$$

Свежий воздух поступает с влагосодержанием 0,008, так что, если через l обозначить возвращаемую часть отработанного воздуха, из баланса влаги

$$0,106l + 0,008(1 - l) = 0,064,$$

находим $l = 0,565$, т. е. 56,5% отработанного воздуха рециркулирует и смешивается со свежим воздухом. Свежего воздуха должно быть $(1 - 0,565) \cdot 183 = 80$ кг в минуту; так как удельный объем свежего воздуха равен 0,84 м³/кг, требуемый объем свежего воздуха при 21°C составит $80 \cdot 0,84 = 67$ м³ в минуту. Общий расход тепла такой сушилкой легко вычисляется как сумма тепла, необходимого для нагрева воды и парообразования при 68°C, плюс тепло для нагрева свежего воздуха от 21 до 68°C, т. е.

$$460 (47 + 557) + 0,24 \cdot 80 \cdot 60 \cdot (68 - 21) = 332 000 \text{ кал в час,}$$

или 720 кал на 1 кг испаренной воды.

Пример 9. 3 000 кг влажного товара (осадок с фильтра) в час, содержащего 35% влаги (на сухой вес), должны быть высушены до 3% влаги (на сухой вес) в противоточной туннельной вагонеточной сушилке, с поперечной циркуляцией воздуха над противнями. Сушилка имеет терморегулирующее оборудование, позволяющее поддерживать в ней температуру в 63°C. Свежий воздух поступает в подогреватель, насыщенный на 50% при температуре 21°C, и покидает сушилку при относительной влажности в 70%. Товар укладывается на перфорированные противни и загружается в вагонетки. На квадратный метр площади противня приходится 20 кг сухого товара; на 1 м длины сушилки приходится 75 м² площади противней. Рассчитать требуемую длину сушилки.

Примечание. Можно считать, что критическое влагосодержание составляет при 10% (на сухой вес), а равновесным влагосодержанием можно пренебречь.

принимая во внимание условия поступающего воздуха. Скорость воздуха над противнями обуславливает поверхностный коэффициент теплопередачи от воздуха к товару, равный $12,5 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$ как для верхней, так и для нижней поверхностей материала.

Решение. Так как 10 кг осадка (считая на сухой вес) имеют влажную поверхность, равную 1 м^2 , с 1 м^2 испаряется $10(0,26 - 0,10) = 1,6 \text{ кг}$ в периоде постоянной скорости и $10(0,10 - 0,03) = 0,7 \text{ кг}$ в периоде падающей скорости.

Влагосодержания входящего и уходящего воздуха согласно данным $J-x$ -диаграммы соответственно равны $0,008$ и $0,125$. Так как вся вода, заключенная в товаре, уносится воздухом, мы можем написать:

$$G_B (x_2 - x_1) = G_T (T_2 - T_1),$$

где G_B и G_T представляют собой число кг в час абсолютно сухого воздуха и абсолютно сухого товара соответственно; x — влагосодержание воздуха, T — число кг воды на 1 кг сухого товара (влагосодержание товара), а индексы 1 и 2 указывают на условия, при которых воздух поступает и выходит из сушилки. Эта линейная зависимость между x и T изображена на диаграмме рис. 13; ординаты представляют собой температуру и влажность воздуха, а абсциссы — влагосодержание материала. С помощью этой диаграммы находим, что влагосодержание воздуха в критической точке (10% влаги) равно $0,044$, а соответствующую температуру влажного термометра при 63°C находим на $J-x$ -диаграмме равной 42°C . Температура мокрого термометра и некоторые другие точки, характеризующие процесс сушки, могут быть установлены таким же образом и нанесены в зависимости от влагосодержания материала, как это сделано на рис. 13. Пренебрегая теплоизлучением материала и теплопроводностью прилегающих сухих поверхностей, можно принять, что влажная поверхность в периоде постоянной скорости имеет температуру влажного воздуха. (Скорость в этом периоде не постоянна, так как влагосодержание воздуха меняется.) Итак, разность между температурами воздуха и материала в критической точке: $63 - 42 = 21^\circ\text{C}$, а при выходе воздуха из сушилки $63 - 57 = 6^\circ\text{C}$; средняя логарифмическая разность температур равна 12°C . Принимая скрытую теплоту

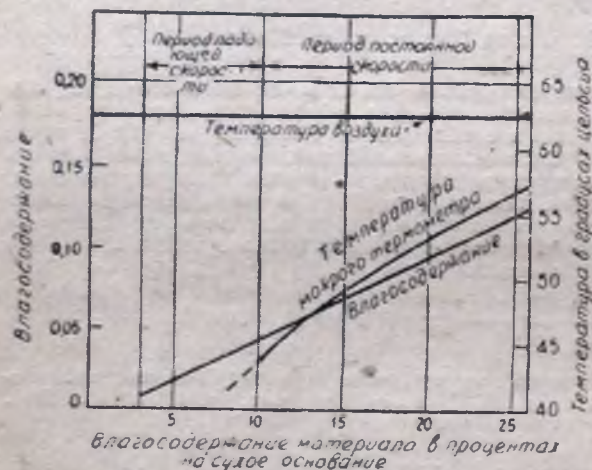


Рис. 13. Графическое изображение условий сушки (к примеру 9).

равной 567 кал на 1 кг , находим продолжительность периода постоянной скорости:

$$\frac{1,6 \cdot 567}{12,5 \cdot 12} = 6 \text{ час.}$$

Скорость сушки в критической точке составляет:

$$\frac{12,5 \cdot 21 \cdot 100}{572 \cdot 10} = 100 \left(\frac{dT}{d\theta} \right) = 4,59\% \text{ в час.}$$

Считая, что скорость сушки в периоде падающей скорости пропорциональна влагосодержанию материала

$$100 \left(\frac{dT}{d\theta} \right) = -100c (T - T_F) = -c (10 - 0) = 4,59.$$

Следовательно $c = -0,459$, и уравнение (12) примет следующий вид:

$$\ln \frac{(10 - 0)}{(3 - 0)} = 0,459\theta,$$

откуда θ , продолжительность периода падающей скорости, равно $2,7$ часа. Поэтому общее время сушки составит $6,0 + 2,7 = 8,7$ часа, и длина сушилки будет

$$\frac{8,7 \cdot 3000}{1,26 \cdot 20 \cdot 75} = 14 \text{ м.}$$

Решение. В вышеприведенном решении пренебрежением теплоизлучением материала и теплопроводностью противней дает некоторый запас тепла, потому что действительная температура поверхности материала будет несколько выше температуры мокрого термометра; несмотря на уменьшение температурной разности, скорость сушки фактически больше из-за увеличения давления влажного пара над поверхностью материала. Второй фактор запаса введен в этот расчет при определении константы c по скорости сушки в критической точке. Если в периоде падающей скорости имеется ненасыщенная поверхность, то влагосодержание воздуха влияет на скорость сушки, а так как среднее влагосодержание воздуха в этот период меньше, чем в критической точке, продолжительность периода падающей скорости будет несколько короче, чем найденная.

IX. СУШКА ТОПОЧНЫМИ ГАЗАМИ¹

Теория процесса сушки в токе нагретого газа дана в главе VI — «Механизм сушки» (стр. 446 сл.) на примере сушки воздухом. Сушильные аппараты для сушки топочными газами, обычно выделяемые в особую группу по конструктивному признаку, рассмотрены уже ранее (см. «Типы сушилок», стр. 470 сл.). Здесь мы даем некоторые дополнительные сведения, касающиеся этого вида сушки.

Область применения. В современной сушильной практике сушка с помощью топочных газов получила большое распространение. Основным технологическим преимуществом этого вида сушки является высокая температура сушильного агента (от 200 до 800°C), что обуславливает высокую разность между температурой теплоносителя и сушимого материала и тем самым ведет к уменьшению рабочего объема сушила. Кроме того сравнительные затраты тепла на испарение влаги в газовых сушилках обычно ниже, чем например в воздушных сушилках, так как в первых путь использования тепла, получаемого при сгорании топлива, короче.

Сушке топочными газами обычно подвергаются материалы, мало чувствительные к теплу, а именно — руда, уголь, глина, песок, известняк, флотохвосты, сельскохозяйственные продукты, отбросы винокуренных, сахарных и других заводов, керамические изделия и целый ряд продуктов химической промышленности: фосфорит, хлористый кальций, хлористый барий и др.

Круг этих материалов может быть расширен, если учесть, что температура сушильного агента может быть как угодно снижена и отрегулирована прибавлением наружного воздуха. Здесь мы практически имеем переход к сушке воздухом, подогретым топочными газами в калориферах смешения.

Характеристика сушильного агента и важнейшие расчетные данные. Сушильный агент представляет собой парогазовую смесь, состоящую из продуктов горения топлива, воздуха и водяных паров. Как уже указывалось, топочные газы и атмосферный воздух могут быть смешаны между собой в любых количественных соотношениях; наконец к этой смеси может быть добавлена часть отработанных газов из сушилки.

Очевидно, основными характеристиками сушильных газов будут как и при паровоздушной смеси: x — влагосодержание, t — температура, f — относительная влажность. Эти параметры являются функцией состава рабочей газовой смеси, которую

¹ Составлено инж. Н. Г. Романовым.

для удобства расчета подразделяют на сухую газовую смесь и влагу, отнесенную к 1 кг сухой смеси. Сухая газовая смесь в свою очередь состоит из: 1) сухих дымовых газов, полученных при сгорании топлива с теоретическим количеством воздуха, и 2) сухого атмосферного воздуха. Первую часть называют теоретическим дымовым газом, состав которого зависит от состава топлива.

Количество дымовых газов, получающихся при полном сгорании 1 кг топлива с теоретическим количеством воздуха, является величиной постоянной для данного сорта топлива и легко определяется на основании химического состава топлива обычным расчетным путем.

$$G = 3,67C + \frac{9H + W}{\text{H}_2\text{O}} + \frac{2S}{\text{SO}_2} + \frac{8,88C + 26,64h' + 3,33S}{\text{N}_2}, \quad (24)$$

где G — вес продуктов сгорания в кг на 1 кг топлива,
 C — содержание углерода в топливе в кг/кг топлива,
 H — содержание водорода в топливе в кг/кг топлива,
 W — влажность топлива в кг/кг топлива,
 S — содержание серы в топливе в кг/кг,
 h' — свободный водород ($H - \frac{O}{8}$).

Пример 10. Пусть элементарный состав топлива будет:

$C = 0,79$, $H = 0,045$, $O + N = 0,07$, $S = 0,01$, $W = 0,025$, $H - \frac{O}{8} = 0,036$, золь $0,08$ в кг/кг топлива.

Подставляя эти данные в расчетную формулу (24) без учета незначительного количества серы, получаем вес теоретического дымового газа:

$G = 2,9 \text{ кг CO}_2 + 0,43 \text{ кг H}_2\text{O} + 8,01 \text{ N}_2 = 11,34 \text{ кг газа/кг топлива}$.

Количество избыточного воздуха, которое необходимо для достижения желаемой температуры рабочей смеси, определяется с помощью уравнения:

$$L = \frac{Q_v - Q_{\text{дм. г}} - q_{\text{зола}}}{J} \text{ кг воздуха}; \quad (25)$$

Q_v — высшая теплотворная способность топлива в кал/кг,

$Q_{\text{дм. г}}$ — теплосодержание теоретического дымового газа, образующегося на 1 кг топлива, в кал,

$q_{\text{зола}}$ — теплосодержание золы, кал/кг топлива,

J — теплосодержание избыточного воздуха, кал/кг.

При температурных интервалах, применяемых в процессе сушки, и при незначительном содержании золы потерей тепла с золой — $q_{\text{зола}}$ можно пренебречь.

Теплосодержание теоретического дымового газа представляет собой сумму теплосодержаний отдельных компонентов, зависящих в свою очередь от своих удельных теплоемкостей и температуры газа:

$$Q_{\text{дм. газ}} = (c_1g_1 + c_2g_2 + c_3g_3 + \dots) t, \quad (26)$$

где c_1, c_2, c_3 — удельные теплоемкости отдельных газов, входящих в смесь, кал/кг °C,

g_1, g_2, g_3 — весовые количества компонентов смеси,
 t — температура газов, °C.

Удельные теплоемкости могут быть определены по формулам Партингтона и Шиялинга общего вида $c = \alpha + \beta t + \gamma t^2$, а именно:

для азота (N_2) и окиси углерода (CO):

$$c_p = 0,2189 + 0,0,533 t + 0,0,1133 t^2;$$

для водорода (H_2):

$$c_p = 3,391 + 0,0,318 t;$$

для кислорода (O_2):

$$c_p = 0,2178 + 0,0,466 t + 0,0,996 t^2;$$

для углекислоты (CO_2):

$$c_p = 0,1989 + 0,0,4992 t + 0,0,2179 t^2;$$

для водяного пара:

$$c_p = 0,436 + 0,0,1190 t;$$

для воздуха:

$$c_p = 0,2404 + 0,0,518 t + 0,0,110 t^2.$$

Средняя теплоемкость газов в пределах температур от t_1 до t_2 при первом приближении вычисляется по формуле

$$c = \alpha + \beta \cdot \frac{t_1 + t_2}{2}.$$

Теплосодержание газа может быть вычислено также графическим путем с помощью специальных номограмм.

Теплосодержание дымового газа, имеющего состав, указанный в примере 10, входящего в барабанную сушилку или вращающуюся печь при температуре, равной например 1000 °C и температуре воздуха = 0°, будет:

$$Q_{\text{дм. г}} = (2,90 \cdot 0,26 + 0,43 \cdot 0,493 + 7,97 \cdot 0,253) \cdot 1000 = 2985 \text{ кал.}$$

В таком случае согласно уравнению (25), пренебрегая тепловыми потерями с золой и считая высшую теплотворную способность топлива $Q_v = 7500 \text{ кал/кг}$, а уд. теплоемкость воздуха при 1000 °C = 0,253, получаем нужное количество избыточного воздуха:

$$L = \frac{7500 - 2985}{1000 \cdot 0,253} = 17,84 \text{ кг.}$$

Таким образом для достижения температуры 1000 °C необходимо 17,84 кг избыточного воздуха смешать с 11,30 кг дымовых газов; следовательно общий вес рабочей смеси будет 29,14 кг/кг топлива.

Суммируя теплосодержание избыточного воздуха $17,84 \cdot 0,253 \cdot 1000 = 4514 \text{ кал}$ с теплосодержанием продуктов сгорания, получаем приблизительно теплотворную способность угля = 7500 кал.

Средняя удельная теплоемкость рабочей газовой смеси составляет при температуре 1000° С:

$$c_{p,см} = \frac{2,9 \cdot 0,26 + 0,43 \cdot 0,499 + 7,97 \cdot 0,253 + 17,84 \cdot 0,253}{29,14} = 0,257 \text{ кал/кг}^\circ\text{С}$$

Определение температуры рабочей смеси сушильных газов может быть сделано с помощью формулы Рихмана

$$t_{см} = \frac{c'_{p,г} \cdot g_1 \cdot t_1 + c''_{p,г} \cdot g_2 \cdot t_2}{c'_{p,г} g_1 + c''_{p,г} g_2} \quad (27)$$

где $c'_{p,г}$ — теплоемкость топочного газа, кал/кг °С,

g_1 — вес топочного газа, кг,

t_1 — температура топочного газа, °С,

$c''_{p,г}$ — теплоемкость добавляемого газа, кал/кг °С,

g_2 — вес добавляемого газа, кг,

t_2 — температура добавляемого газа, °С,

Например к каждому кг топочного газа, имеющему $t_1 = 1000^\circ\text{С}$ и $c'_{p,г} = 0,266$, для снижения его температуры до $t_{см} = 400^\circ\text{С}$ необходимо добавить воздуха с температурой $t_2 = 10^\circ$ и $c''_{p,г} = 0,24$, исходя из следующего расчета:

$$g_2 = \frac{c'_{p,г}(t_1 - t_{см})}{c''_{p,г}(t_{см} - t_2)} = \frac{0,266(1000 - 400)}{0,24(400 - 10)} = 1,705 \text{ кг} \quad (28)$$

При различной относительной влажности добавочного воздуха формула Рихмана для смешения свежего и отработанного воздуха принимает следующий вид:

$$t_{см} = \frac{(cL + c_1x)t + (c_1L_1 + c_1x_1)t_1}{c(L + L_1) + c_1(x + x_1)} \quad (29)$$

где x и x_1 — найденные на основании относительной влажности абсолютные влагосодержания воздуха в кг/кг,

L и L_1 — весовые количества смешиваемого воздуха,

c — удельная теплоемкость воздуха,

c_1 — удельная теплоемкость водяного пара.

Эта же формула приложима и для случая смешения дымовых газов с отработанным сушильным агентом; в этом случае вместо c должна быть подставлена величина $c_{p,см}$, соответствующая температуре и составу газов, как для газа весом L , так и для газа весом L_1 .

Удельный вес дымовых газов может быть определен на основании удельных весов отдельных составных частей и добавочного воздуха.

Так, в вышеприведенном примере средний удельный вес дымовых газов составит:

$$\begin{aligned} \gamma_{гр} &= \frac{1,518 \text{ CO}_2 + 0,622 \text{ H}_2\text{O} + 0,967 \text{ N}_2}{\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{N}_2} = \\ &= \frac{1,518 \cdot 2,90 + 0,622 \cdot 0,43 + 0,967 \cdot 7,97}{2,90 + 0,43 + 7,97} = 1,095 \quad (30) \\ &\quad (\text{по отношению к воздуху} = 1)^1 \end{aligned}$$

¹ Удельные веса газов, отнесенные к воздуху = 1, получают путем деления на удельный вес воздуха = 1,293 кг/м³.

Удельный вес газа после добавки избытка воздуха составит:

$$\gamma_{гр} = \frac{1,518 \cdot 2,90 + 0,622 \cdot 0,43 + 0,967 \cdot 7,97 + 17,84}{11,30 + 17,84} = 1,037$$

Таким же образом определяется средняя газовая константа смеси

$$R_{гр} = \frac{1}{G} (R_1 G_1 + R_2 G_2 + \dots + R_n G_n) \quad (31)$$

где G — вес газовой смеси в кг/кг топлива,
 G_1, G_2, G_n — вес отдельных частей в G кг газовой смеси,
 R_1, R_2, R_n — газовые константы отдельных составных частей, отнесенные к 1 кг смеси.

Если из 1 кг топлива образуется G кг продуктов сгорания, то объем этой смеси при данной температуре может быть определен по уравнению:

$$V_{общ} = G \frac{1 + \alpha t}{1,293 \cdot (\text{уд. вес смеси})} \text{ м}^3/\text{кг топлива} \quad (32)$$

Объем продуктов сгорания в вышеприведенном примере, включая избыточный воздух, составит при 1000° С:

$$V_{общ} = \frac{29,14 (1 + 0,00367 \cdot 1000)}{1,293 \cdot 1,037} = 101,5 \text{ м}^3/\text{кг угля}$$

Влагосодержание сушильных газов. Если общий вес дымовых газов $G_{общ}$, то вес сухих газов:

$$G_{сух.г} = G_{общ} - G_{H_2O}$$

Попрежнему величина x представляет собой влагосодержание 1 кг сухого газа:

$$x = \frac{G_{H_2O}}{G_{сух.г}} = \frac{M_n \varphi h}{M_r (P - \varphi h)} \text{ кг/кг сухого газа} \quad (33)$$

где h — упругость водяного пара в состоянии насыщения при температуре газа,

P — общее давление парогазовой смеси,

M_n — молекулярный вес водяного пара = 18,

M_r — молекулярный вес дымовых газов, зависящий от их состава.

При определении молекулярного веса дымовых газов для различных сортов углей можно с достаточной точностью исходить из теоретической способности топлива. На рис 13а даны значения M_r в зависимости от теплотворной способности угля при различных коэффициентах избытка воздуха.

Относительная влажность дымовых газов может быть определена по формуле (34), полученной в результате преобразования уравнения (33)

$$\varphi = \frac{h}{h_{нас}} = \frac{xP}{h \left(x + \frac{R_r}{R_n} \right)} \quad (34)$$

Это уравнение справедливо для случая, когда $h < P$. Если $h = P$,

т. е. когда температура дымовых газов равна температуре пара насыщенного при давлении P , то формула упрощается:

$$\varphi = \frac{x}{x + \frac{R_{\Gamma}}{R_{\Pi}}}$$

Константа для водяного пара $R_{\Pi} = 47$; газовая константа в большинстве случаев $R_{\Gamma} = 27$.

В топках сушильных установок сжигаются обычные сорта топлива: дрова, каменный уголь различных марок, торф, генераторный газ, мазут.

Наибольший сушильный потенциал имеют газы, получающиеся от сгорания антрацита ($\varphi = 30\%$), каменные угли дают газы с $\varphi = 5 - 8\%$, дрова — наибольшую влажность — до 20% ; подмосковные угли и торф занимают среднее положение: их газы имеют $\varphi = 14 - 16\%$. Следовательно влагоемкость топочных газов сильно зависит от состава топлива и температуры газа, и ее изменение немедленно отражается на расходе сушильного агента и на расходе мощности вентиляторов. Поэтому крайне важно при выборе топлива и составлении рабочей смеси сушильных газов предусматривать их влагосодержание.

О влагосодержании газов при сжигании газообразного топлива см. статью проф. М. Ю. Лурье в Изв. ВТИ № 10 (1935).

J-x-диаграмма для дымовых газов. Расчет газовых сушилок и исследование различных вариантов сушильного процесса может быть произведено графическим путем с помощью диаграммы Jx для дымовых газов, построенной для заданных условий. Впервые диаграмма для дымовых газов появилась в работе Грубермана (Grubertman, J-x Tafeln feuchter Luft, Berlin J. Springer, 1926), позднее дана Генте (E. Gente, Die Wärme № 24, 1935, реф. в „Энергетическом обозрении“. Теплотехнический вып. 9, сент. 1935). В статье Генте можно найти схему построения диаграммы и примеры на применение диаграммы: изменение состояния газов, смешение газов, поглощение газами водяного пара.

По сушке топочными газами может быть рекомендована следующая литература:

1. И. А. Тищенко, „Производство сахара из сушеной свеклы“ — Метод расчета газовых сушилок. Снабтехиздат, 1934.
2. М. Ю. Лурье, Сушильное дело, Кубуч, 1934.
3. А. П. Ворошилов, Барабанный сушильный агрегат, Энергиздат, 1934.
4. Вейс, Сушка угля, Горно-геолого-нефтяное изд., 1934.

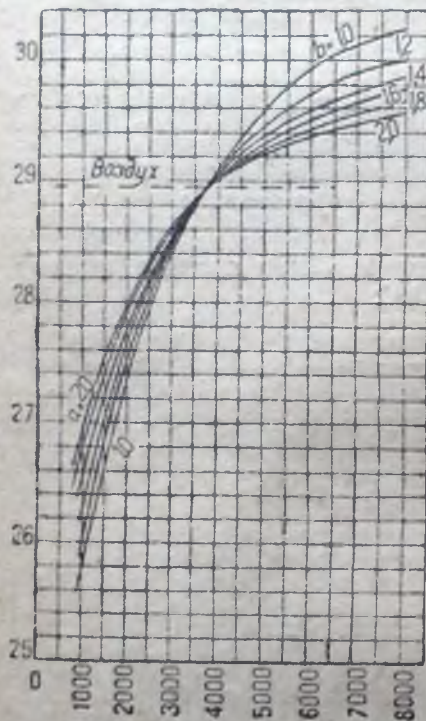


Рис. 13а. Молекулярный вес дымовых газов в зависимости от теплотворной способности угля при различных коэффициентах избытка воздуха.

Х. ЗНАЧЕНИЯ КРИТИЧЕСКИХ ВЛАГОСОДЕРЖАНИЙ И УСЛОВИЯ СУШКИ РАЗЛИЧНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Несмотря на большое значение критического влагосодержания твердых материалов для определения времени сушки и наиболее подходящих условий сушки, очень немногие данные представляют собой действительные значения критических влагосодержаний для различных материалов. Табл. 6 содержит данные критических влагосодержаний, собранные из различных источников, для некоторых часто встречающихся материалов. Следует подчеркнуть, что сушильные характеристики материала по возможности должны быть определены с помощью опытного лабораторного высушивания в соответствующих условиях. Данные табл. 7 в лучшем случае являются приближенными, так как критическое влагосодержание меняется не только в зависимости от материала, но до некоторой степени и от скорости сушки и от начального влагосодержания.

Таблица 6

Приближенные значения критических влагосодержаний, полученные при воздушной сушке различных материалов. Выражены в процентах на сухой вес

М а т е р и а л	Толщина, мм	Критическое влагосодержание, % на сухой вес
Древесная мезга, жижка	1,0	110
Древесная мезга	6,4—19	60—80
Бумага белая, грубая, чертежная	0,2	41
„ тонкая, книжная	0,13	33
„ оберточная	0,10	34
„ газетная	—	60—70
Шерстяная пряжа	—	31
Шерстяная ткань, некрашенная	—	8
Дерево (тополь)	4,2	120
Мел, отмученный	6,4—38	6—8
Кирпичная глина	15,8	14
Пластичная глина кирпичн.	50	19
Твердая глина для огнеупорн. кирпича	50	13
Силикатный кирпич	51	8
Желатина, нач. влагосодержание 400%	2,5—5 (влажи)	300
Свинцовая паста, нач. влагосодержание 140%	—	выше 15
Углекислая медь, на противнях	25,4—38	40
Селигра чистая, в лепешках на противнях	—	выше 16
Азотнокислый барий, крист. на противнях	25,4	7
Свинцовые белила	—	11
Каолин	—	14
Песок 50—150 меш	50	3
„ 200—325 „	50	10
„ > 325 „	50	21
Подпочва с содерж. глины 55,4%	—	25
„ с большим содерж. глины	—	35
Подожвенная кожа	6,4	выше 70

Табл. 7 дает приближенное время сушки для целого ряда различных образных материалов с указанием температуры сушки. Основание

вые поглотители, как например плавленный КОН, лучше помещать в перфорированные сосуды, которые, уложенные один на другой, образуют колонки небольшого диаметра. Если не устраивать такого рода поддержки для материала, то он опускается книзу, поглощая влагу, и расплывается, образуя плотную массу, через которую чрезвычайно трудно прогонять газ.

При употреблении жидких поглотителей газ пропускается сквозь струю реагента или просасывается через башню, имеющую соответствующую насадку с сильно развитой поверхностью, которая омывается реагирующей жидкостью. Частицы жидкого поглотителя не должны увлекаться газом, в противном случае газ будет загрязняться при высушивании.

При осушке светильного газа в качестве сушильного агента употребляется глицерин. Разбавленный глицерин концентрируется в небольшом выпарном аппарате с вертикальными трубками и употребляется снова. Здесь могут быть применены промыватели различных конструкций, и потери глицерина сведены к минимуму¹.

II. СЖАТИЕ (КОМПРЕССИЯ)

Воздух может быть высушен путем сжатия его, потому что влагосодержание насыщенного воздуха при данной температуре уменьшается быстрее, чем увеличивается общее давление. Приводим табл. 9, которая дает влагосодержание насыщенного воздуха при 20°С в зависимости от общего давления. Если вначале воздух не насыщен, то он насыщается в результате сжатия, а затем уже происходит конденсация. При обыкновенном адиабатическом сжатии воздух, который нагревается в компрессоре, охлаждается в последующем холодильнике, где происходит конденсация.

Таблица 9

Влагосодержание насыщенного воздуха при 20°

Давление, ат	Влажность насыщения, кг воды на 1 кг сухого воздуха	Давление, ат	Влажность насыщения, кг воды на 1 кг сухого воздуха
1	0,0147	10	0,00144
2	0,0072	50	0,000287
5	0,0029	200	0,000072

Воздух, покидающий холодильник, пересыщен; он содержит влагу в виде водяной пыли или густого тумана, и прежде чем подвергаться дальнейшей осушке каким-нибудь иным способом, должен пройти через водоотделитель для удаления водяной пыли. Это особенно важно, когда дальнейшая осушка ведется в колоннах, наполненных кусковым КОН; колонны действуют, как сепараторы, и попадающая вода растворяет реагент, который затем быстро выбывает из строя.

Рассматривая табл. 9, видим, что количество воды, остающееся после сжатия, изменяется приблизительно обратно пропорционально

¹ Кроме глицерина для сушки светильного газа применяют растворы хлористого кальция и роданистого натрия. Прим. ред.

давлению, до которого сжимается газ. Следовательно, количество воды, удаляемое на единицу увеличения давления, больше при низких давлениях. Кроме того, мощность, необходимая для компрессии, невелика при низких давлениях, а следовательно стоимость удаления первоначальных количеств влаги из воздуха невелика; с увеличением процента конденсированной влаги эта стоимость быстро возрастает. Термическая мощность адиабатического сжатия дается следующей формулой:

$$N = \frac{1}{75} \cdot \frac{k}{k-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \text{ л. с.}$$

где V_1 — начальный объем газа в м³/сек при абсолютной температуре P_1 и P_2 — абсолютные давления, соответственно начальное и конечное; k — отношение удельной теплоемкости газа при постоянном давлении к удельной теплоемкости при постоянном объеме ($k = 1,405$ для воздуха и других двухатомных газов; для He $k = 1,667$) (см. стр. 349).

Если удаляется небольшой процент водяного пара из воздуха, то компрессия не может экономически конкурировать с осушкой. При большой степени осушки требуется высокое давление, а следовательно дорогое оборудование и большой расход энергии; поэтому в сушилке при помощи компрессии прибегают только в тех случаях, когда сжатие газа необходимо для дальнейших стадий процесса.

III. ОХЛАЖДЕНИЕ (РЕФРИЖЕРАЦИЯ)

Охлаждая воздух значительно ниже его точки росы с помощью охлаждающей смеси (солевой раствор) или аммиачного рефрижератора, можно конденсировать большую часть влаги, в нем заключенной, и сильно понизить его влагосодержание. Так, влагосодержание воздуха, насыщенного при -12°C , составляет примерно 10%, а при -2°C меньше, чем 2% от влагосодержания при $+20^\circ\text{C}$. Однако сушка при низких влагосодержаниях сопряжена с затруднениями, возникающими вследствие образования льда на охлаждающих поверхностях: приходится неоднократно выключать часть змеевиков для оттаивания образовавшегося льда. Корка льда является термическим изолятором, и следовательно температура поверхности, на которой происходит конденсация, значительно превышает температуру охлаждающей среды. Обычная ошибка заключается в допущении, что воздух, покидающий холодильник, насыщен при температуре сухого термометра. Фактически он не насыщен, потому что его точка росы близка к температуре поверхности змеевика.

В больших установках, построенных для осушки дутьевого воздуха для доменных печей, воздух пропускают через змеевиковый теплообменник с охлаждающим рассолом.

Рефрижерация осуществляется также с помощью холодной воды, которую распыливают в осушителях.

IV. ПОГЛОЩЕНИЕ ТВЕРДЫМИ ТЕЛАМИ (АДСОРБЦИЯ)

Некоторые пористые материалы проявляют большое сродство к водяному пару благодаря большой капиллярности, создаваемой при наличии большого количества ультрамикроскопических пор. Например

силикагель, который представляет собой искусственно приготовленный препарат из пористого SiO_2 , впитывает от 20 до 30% (от своего веса) влаги, оставаясь внешне сухим. Давление водяного пара над силикагелем очень низко; его действие как водопоглотителя лежит между действием P_2O_5 и H_2SO_4 . Действующая сила адсорбции остается высокой до критической точки, после которой его поглотительная способность быстро падает. После этого гель может быть регенерирован нагреванием и сушкой; при этом его структура и способность к поглощению не изменяются. Силикагель поглощает также CO_2 , если его давление ниже критического; CO_2 может быть выделен обратно при понижении давления.

Силикагель помещается в ряд стационарных аппаратов, через которые последовательно проходит воздух. Аппараты последовательно выключаются для регенерации; пока гель одного аппарата активизируется, другие продолжают работать. Так как нет надобности в извлечении геля из аппарата для его регенерации, отсутствует образование пыли.

Таблица 10

Стоимость работы с силикагелем на газо-сушильных установках

Производительность м^3 в мин. на сухой газ	Давление кг/см ²	Влагодержание		Стоимость обработки 1000 м^3 осу- шенного газа в центах
		начальное	конечное	
80 м/д.	0	0,0114	0,0009	138
198 "	0	0,0114	0,0009	117
450 "	0	0,0114	0,0009	110
2,8 "	7	0,0128	0,0007	97
6,5 "	21	0,001	0,0007	12
4,3 CO_2	70	0,0026	0,0005	11

Большая установка для сушки воздуха, построенная в Шотландии (Lewis, J. Iron Steel Inst. (London), September, 1927; Engineering (London), стр. 582, Dec. 30, 1927; J. Soc. Chem. Ind. 46, 902 (1927)), имеет производительность ок. 990 м^3 в мин. свежего воздуха для доменной печи; в качестве осушающего средства употребляется силикагель. Установка имеет шесть аппаратов; пять находятся в работе, шестой — на регенерации. Каждый аппарат представляет собой большой стальной резервуар, внутри которого расположены противни с кусковым силикагелем. Противни перфорированы и воздух проходит через них параллельным потоком.

Потребное количество геля составляет примерно 32 кг на м^3 свежего воздуха в мин., влагосодержание воздуха уменьшается с 110—170 г на м^3 до 40—57 г на м^3 . Регенерация производится с помощью колониновых газов; количество сжигаемого газа эквивалентно расходу 7 т угля в сутки. Имеется воздушный фильтр для удаления механических примесей воздуха, предохраняющий гель от загрязнения. Установка для сушки воздуха дала повышение производительности доменной печи на 12—17%.

С. ПРИЛОЖЕНИЯ К ОТДЕЛУ „СУШКА“

В настоящее время почти все оборудование сушильных установок, как сушильные аппараты, так и вспомогательные устройства, изготавливаются на наших союзных машиностроительных заводах.

Изготовление сушильного оборудования в основном сосредоточено на заводах Химмаштреста: им. Фрунзе в Сумах и „Прогресс“ в Бердичеве, а также на заводах Союзпродмашинны и Союзстроймашинны. Проектирование сушильных устройств, стандартизация и типизация их, а также экспериментальная исследовательская работа сосредоточены главным образом в Экспериментально-конструкторском институте химического машиностроения и сушильной лаборатория Теплотехнического института.

В настоящем разделе мы приводим технические характеристики нормализованных типов некоторых общеупотребительных сушильных аппаратов и вспомогательного оборудования к ним, а также практические данные о производительности и режиме этих аппаратов при переработке ими разнообразных материалов.

1. ВАКУУМ-СУШИЛКИ

Вакуум-сушилки широко распространены в химической, текстильной, красочной, фармацевтической, пищевой и других отраслях промышленности нашего Союза.

Вакуум-сушилки применяют, когда необходимо высушивать материалы, не выдерживающие высоких температур, подверженные окислению, пригоранию и т. п., когда материал во время сушки почти совершенно не должен изменять своего химического и биологического состава или цвета. Кроме того их также часто используют в том случае, когда вследствие физико-химических свойств перерабатываемого материала сушка его при атмосферном давлении идет недостаточно интенсивно.

Несмотря на весьма большое разнообразие материалов, перерабатываемых в вакуум-сушилках, число типов их сравнительно невелико. В настоящее время Институтом химического машиностроения нормализованы почти все типы вакуум-сушилок и вспомогательных устройств к ним. Ниже приводятся таблицы технических характеристик нормализованных типов сушилок, изготавливаемых на заводах Химмаштреста. Несмотря на широкое распространение, которое вакуум-сушка получила в промышленности, теория этого процесса выяснена совершенно недостаточно.

До сих пор мы еще не имеем методов расчета, позволяющих теоретически определить время сушки и необходимые размеры сушилки для переработки данного количества материала. Поэтому при проектировании вакуум-сушилок доминирующую роль приобретают экспериментальные данные, полученные из непосредственного опыта.

1 Составлены инж. А. М. Ластовцевым и Е. Г. Ромашовым.

Ниже нами приводятся таблицы производительностей различных типов вакуум-сушилок при работе их на разнообразных материалах.

Для составления таблиц в основном были использованы неопубликованные материалы, сообщенные инж. Г. Плюнсом, отражающие многолетний опыт фирмы Пассбург, специализировавшейся в области вакуум-сушилок.

Разумеется, приведенные ниже данные в таблицах производительности сушилок и условий сушки некоторых материалов носят лишь ориентировочный характер и не претендуют на исчерпывающую полноту.

Подробные сведения о сушке отдельных материалов даются в специальной литературе, например о сушке красителей, полупродуктов и ряда фармацевтических веществ см. книгу „Сушка в органической промышленности“ под ред. Воронцова И. И., ОНТИ, 1936 г.

Имеющиеся конструкции вакуум-сушилок можно подразделить на следующие группы:

- 1) вакуум-сушильные шкафы,
- 2) вальцовые вакуум-сушилки,
- 3) гребковые вакуум-сушилки.

Внутри этих групп также имеется по несколько типов сушилок, указанных далее; применение той или иной группы и типа обуславливается как физико-химическими свойствами перерабатываемого материала, так и необходимой производительностью аппарата.

Вакуум-сушильные шкафы. Это наиболее простой и универсальный тип вакуум-сушилки. В нем могут перерабатываться любые материалы: жидкие, пастообразные, твердые. Обычно их употребляют тогда, когда необходимая производительность сравнительно невелика. В табл. 11 даны производительность, время сушки и режим работы вакуум-шкафов при переработке 54 различных материалов. В графе „производительность“ указана производительность по влажному материалу на 1 м² загрузки противней в килограммах за время, соответствующее одной операции. Эта же цифра определяет и допускаемую загрузку материала на противень. Продолжительность сушки с ответствует указанному вакууму и давлению пара и определяет собой время на собственно процесс сушки без учета времени загрузки и выгрузки. При более низком вакууме время сушки непропорционально быстро увеличивается. Если в графе „вакуум“ указан вакуум, больший 700 мм рт. ст., то это значит, что для процесса сушки необходим этот высокий вакуум. Пар обычно выключается за 10—15 мин. до конца сушки, причем для многих материалов это предварительное выключение пара безусловно необходимо.

На рис. 14 изображен нормальный вакуум-сушильный шкаф, прямоугольной конструкции, чугунный. Шкаф имеет 1 или 2 дверцы на поворотных кронштейнах. Нагревающие полки (плиты) железные сварные, внутри полые, имеют совершенно гладкую поверхность. Плиты рассчитаны на давление 3 ат, но могут быть исполнены и на большее давление. Материал загружается на плиты в противнях или перфорированных листах.

Противни изготавливаются из железа (которое для корродирующих материалов может быть оцинковано, покрыто оловом или эмалью), алюминия и меди.

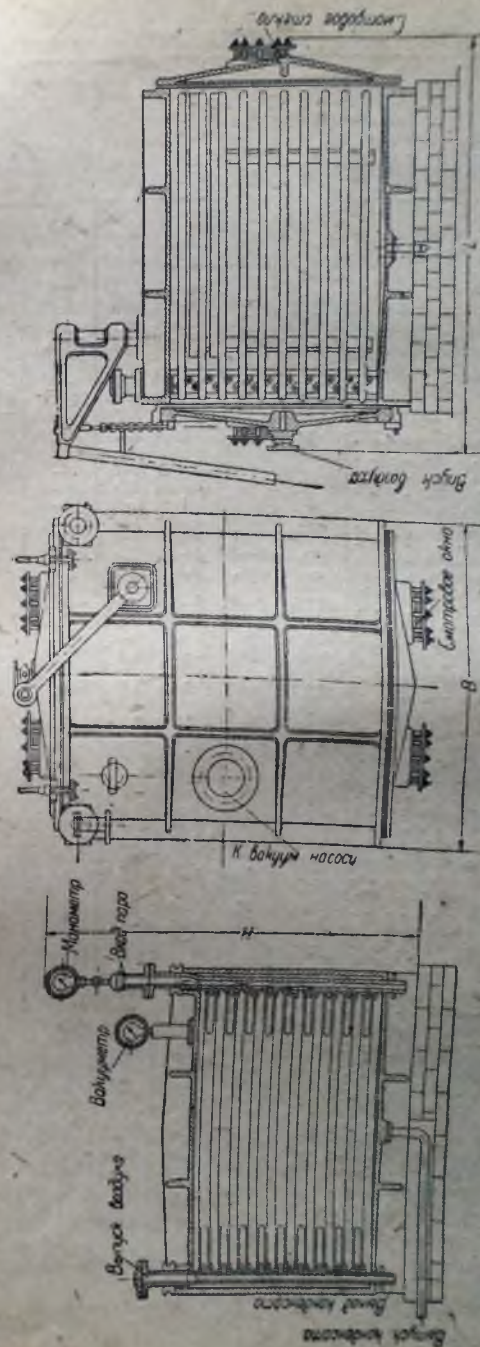


Таблица 11

Производительность вакуум-сушильных шкафов

№ по порядку	Название вещества	Производит. на 1 м ² поверхности, загруженной влажного материала в кг за время одной операции	Влаго-содержание		Продолжительность сушки в часах	Давление греющего пара в атм.	Максим. допустимая температур. сушки для матер., чувств. к нагреву, в °С	Вакуум в мм рт. ст.
			до сушки в %	после сушки в %				
1	Активированный уголь	20	50	0,02	4—5	2	—	700
2	Ализарин	15—18	40	2—3	3—3,5	1	—	700
3	Аурамин	15—20	75—80	8,5—9,0	8—9	1—1,5	—	700
4	Ацетат целлюлозы	12	70	6—6	3,5	0,5—1	—	700
5	Белила свинцовые	45	20—25	1	4—5	2—3	—	700
6	Бензойнокислый натрий	10	25—30	1—1,25	2	0,1—0,2	50	720
7	Бобы-фасоль	7	88,7	4	6—6,5	0,5	65	710
8	Берноктисый цинк	18	20—25	1—2	2,5	1	—	700
9	Бромистый калий	17—18	6—6,5	0,5	2—2,5	1	—	700
10	Калиевая соль виннока- менной к-ты	11,5	30—40	2—3	3	0,5—1	—	700
11	Винные дрожжи	15	50—60	1—2	4	1	—	700
12	Винные ягоды	10	22	5—6	2,5—3	1	70	700
13	Вишневый сок	4—5	50	3—4	2,5	0,5	60	720
14	Гематоген (фармацевтич. преп.)	2,5	66	2	1,25	0,2	50	720
15	Гемоглобин (фармацевт. преп.)	2,5	84	2	2,5	0,2	50	720
16	Горчичная мука	9	75—80	2—3	4—5	1	70	700
17	Графитная масса для ка- рандашей	23	23	1—2	3—3,5	1	—	700
18	Графитная паста	15	60	3—4	4	1,5	—	700
19	Грибы измельченные	7,5	90	4—5	5,5—6	0,5	65	710
20	Гуммиарабик	7	52	2—3	2—2,5	1	80	700
21	Диуретин (фармацевт.)	10	30—35	0,5—1	2,5	1	60	700
22	Желтый хром и др. хро- мовые краски	27	75	3—5	7,5	1,0	60	700
23	Железосинеродистый ка- лий	18	15	1,5—2	3	1	—	700
24	Изюм	7	32	5—6	3—3,5	0,5	60	700
25	Калильная сетка	2600 шт.	40—50	—	11—12	1	—	720
26	Катализаторная масса (углекислотная соль с кислотой)	16	60	20	3,5	3	—	700
27	Клей	15	28	3—4	2,5—3	1	—	700
28	Кодеин (фармацевт.)	10—12	8—10	0,5—1	1,5—2	0,2—0,5	55	710
29	Коканц	9	10	0,5—1	1,5	0,2	50	720
30	Краски типографские	20	50—70	2—4	5—7	1—1,5	80	700
31	Лецитин (фармацевт.)	8	30—40	0,5—1	3—3,5	0,2—0,3	50	720
32	Малина ¹	6,5	87	3—4	5,5	0,5	55	715
33	Масса для грампластинок пластинок	17—20	25—2	1—2	2—2,5	0,5—1,5	—	710
34	Миканит (искусств. слюда) Молочный сахар	30—40	25—30	0	4	2—3	—	700
35	Молодой сахар	12	20	2	2,5	0,5	—	700
36	Мыло в стружке	10	18	3—4	2	0,75	70	710
37	Мышьяковистокислый кальций	15	30	1	3	1	42	710
38	Мясо	15—25	37—78	10—12	8—11	1	55	710
39	Пантопон (фармацевт.)	8	40—50	1	3,5	0,5	50	720

Продолжение табл. 11

№ по порядку	Название вещества	Производит. на 1 м ² по- верхн. загрузки влаж- ного материала в кг за время одной операции	Влаго- содержание		Продолжительность сушки в часах	Давление греющего пара в атм.	Максим. допустимая темпер. сушки для матер., чувств. к на- греву, в °С	Вакуум в мм рт. ст.
			до сушки в %	после сушки в %				
40	Перекись цинка	15	6—10	1—1,5	1,5	0,2	60	710
41	Резиновый клей	11,5	35—40	3—4	3	0,5	70	700
42	Рыба (целые рыбы без го- лов)	13	80	6	9	1	60	710
43	Рыба, измельченная в мя- сорубке	15	80	6	6	1	60	710
44	Салипирин (чистый)	15	12—15	1	2	0,5—1	65	700
45	Сливы ¹	20	70—75	15—20	4	0,5—1	65	710
46	Смола древесная	12	25—40	2—3	2,5—3	0,5—1	—	700
47	Трифенилфосфат ²	6	20—25	0,5—1	2—3	30—60	25	740—750
48	Хинин	10	12	0,5—1	1—1,25	0,2	55	710
49	Хлорал ²	6	7—10	0,5—1	2—2,5	60—70	40—45	720
50	Хлорное серебро	50	10	2	2	1	—	700
51	Цианистый калий	15—17	10—12	1	1,5—2	2	—	700
52	Швейнфуртская зелень	18,5	27	1	3	0,5—1	—	700
53	Экстракт таннина	8,5	50—55	2—3	2,5—3	1	70	700
54	Электроды	10—25	25	0,2	2—2,5	2	—	700

Расстояние между противнями определяется, с одной стороны, толщиной слоя материала, с другой стороны, поведением материала при сушке (разбрызгивание, вспенивание). В этом случае расстояние между противнями увеличивается. Расход пара составляет от 1,4 до 2 кг на 1 кг испаренной воды.

В табл. 12 даны основные размеры вакуум-сушильных шкафов. Вальцовые вакуум-сушилки. Вальцовые вакуум-сушилки подразделяются на одновальцовые и двухвальцовые.

Одновальцовые применяются для сушки жидкостей и полужидких веществ; двухвальцовые — для сушки более густых и пастообразных веществ. Описание работы и конструкции см. стр. 472.

В табл. 13 даны производительность и режим работы вальцовых сушилок при переработке 45 различных материалов.

Производительность указана в килограммах влажного материала в 1 час на 1 м² поверхности нагрева вальцев. (Относительно величины вакуума остается в силе сказанное для вакуум-шкафов.) Процент влажности после сушки дан для материала, снятого с вальцев. Часто этот процент слишком велик, для того чтобы материал мог быть выпущен в виде готового продукта; тогда снятый с вальцев

¹ Сушка фруктов обычно производится в воздушных сушилках.

² Обогрев горячей водой.

Таблица 12

Характеристика вакуум-сушильных шкафов

№ модели	Число плит	Расстояние между плитами мм	Поверхность нагрева м ²	Загружаемая поверх- ность в м ²	Противни		Число дверей	Габариты в мм			Приблизительный вес кг
					число	высота мм		ширина В	длина L	высота Н	
1/4	4	110	3,27	1	6	70	1	0,9	1	0,6	600
1/7	7	48	5,7	2	12	35	1	0,9	1	0,6	750
2/4	4	103	12	4	9	70	1	1,6	1,7	0,7	1 900
2/7	7	46	21	8	18	35	1	1,6	1,7	0,7	2 300
3/7	7	91	24,1	8	18	70	1	1,6	1,7	1,1	2 950
3/9	9	60	27,1	10,7	24	45	1	1,6	1,7	1,1	3 210
3/11	11	45	33,2	13,3	30	35	1	1,6	1,7	1,1	3 470
4/9	9	92	30,2	10,7	24	70	1	1,6	1,7	1,4	3 800
4/10	10	75	36,2	12	27	55	1	1,6	1,7	1,4	3 930
4/12	12	60	42,2	14,7	33	45	1	1,6	1,7	1,4	4 190
4/14	14	45	53,2	17,3	39	35	1	1,6	1,7	1,4	4 450
5/11	11	92	39,2	13,3	30	70	1	1,6	1,7	1,7	4 500
5/13	13	75	45,3	16	36	55	1	1,6	1,7	1,7	4 760
5/16	16	60	54,3	18,6	42	45	1	1,6	1,7	1,7	5 020
5/18	18	45	65,3	22,6	51	35	1	1,6	1,7	1,7	5 400
6/15	15	90	51,3	18,6	42	70	1	1,6	1,7	2,1	5 800
6/17	17	75	60,3	21,3	48	55	1	1,6	1,7	2,1	5 960
6/20	20	60	72,4	25,3	57	45	1	1,6	1,7	2,1	6 350
6/24	24	45	87,3	30,6	69	35	1	1,6	1,7	2,1	6 900
7/19	19	92	66,4	24	54	70	1	1,6	1,7	2,5	8 600
7/22	22	75	78,4	28	63	55	1	1,6	1,7	2,5	9 300
7/26	26	60	93,5	33,3	75	45	1	1,6	1,7	2,5	9 800
7/31	31	45	108,4	40	90	35	1	1,6	1,7	2,5	10 600
8/11	11	92	78,4	26,6	60	70	2	1,6	3,3	1,7	10 500
8/13	13	75	90,6	32	72	55	2	1,6	3,3	1,7	11 000
8/15	15	60	103,6	37,3	84	45	2	1,6	3,3	1,7	11 500
8/18	18	45	120,6	45,3	102	35	2	1,6	3,3	1,7	12 300
9/15	15	90	102,6	37,3	84	70	2	1,6	3,3	2,1	12 500
9/17	17	75	120,7	42,6	93	55	2	1,6	3,3	2,1	13 000
9/20	20	60	144,8	50,6	114	45	2	1,6	3,3	2,1	13 800
9/24	24	45	164,8	61,3	138	35	2	1,6	3,3	2,1	14 800
10/19	19	92	114,7	47,9	103	70	2	1,6	3,3	2,5	14 900
10/22	22	75	132,8	55,9	126	55	2	1,6	3,3	2,5	15 700
10/26	26	60	156,9	66,6	150	45	2	1,6	3,3	2,5	15 700
10/31	31	45	187	80	180	35	2	1,6	3,3	2,5	18 000

Размеры нагревательных плит № 1/4 по 2/4 600×650 мм
 " " " № 3/7 7/31 1200×1200 " "
 " " " № 8/11 10/31 1200×2400 " "
 " противней для плит № 1/4 2/4 650×260 " "
 " противней для плит остальных № 1200×370 " "

Таблица 13

Производительность вакуум-вальцовых сушилок

№ по порядку	Название вещества	Одновальная или двухвальцов. сушилка	Производительность на 1 м ² поверхности на- грева в кг/час влаж- ного материала	Содержан. влаги		Давление обдува- ния в атм	Максимально допус- тимая температура для валяемого материала	Вакуум в мм рт. ст.
				перед сушкой в %	после сушки в %			
1	Альбумин крови	1	30-35	95-98	4-5	1	50°	710
2	Аурамин (краситель)	2	50	80-85	12	2	—	700
3	Азотнокислый стронций	2	30-35	50	6	1,5	—	700
4	Барда (пивоваренная)	2	70	75	45	1,5	—	700
5	Берлинская лазурь	2	60-70	75-80	25	1,5	65°	700
6	Глинистый калий	2	40	75-90	6	1,5	65°	700
7	Глинистый калий	1	60-65	50	5	1,5	—	700
8	Индиго (краситель)	2	50-55	50-55	5	1,5-2	60°	700
9	Клей из костей	1	19-23	83-87	6	1,5	60°	700
10	Клей из кожи	2	20-24	65	6	1,5	60°	700
11	Клей из кожи	1	20-25	3-87	6	1,5	60°	700
12	Клей из кожи	2	20-25	55	6	1,5	60°	700
13	Кровь (жидкая)	1	25-30	80	4	1	50°	710
14	Молоко цельное	1	42-45	88	5-6	1	45°	710-720
15	Молоко снятое	1	40	63	5-6	1	45°	710-720
16	Мочевина	2	30-40	80	3-5	1,5	60°	710-720
17	Муравьинонатриевая соль	2	30	55-60	5	1,5	—	700
18	Мыльный щелок	2	33-45	50	7	1-1,5	—	700
19	Окиси цинка (цинковые белила)	2	42,5	83,5	7	1,5	60°	700
20	Пивные дрожжи	1	40	76,5	7	1,5	60°	700
21	Растительный клей	2	25	55-60	6	1,5	55°	700
22	Свинцовые белила	2	48	45	3-5	2	—	700
23	Титановые белила	2	55-60	50	20	2	—	700
24	Томатное пюре	2	30-35	50-55	20	1	55°	700
25	Уксуснокислый натрий	2	32	94-95	4-5	1	50°	710
26	Фосфорнокислый калий	2	35	56-60	6	2	—	700
27	Хромоокислый калий	2	20	60-65	6-7	2	—	700
28	Хромоокислый калий	2	30	60-65	6-7	2	—	700
29	Хромовая желтая краска	2	40	75-80	20-25	1	—	700
30	Хромовокислый цинк	2	35	50-55	20	1	—	700
31	Цианистый калий (и натрий)	2	30	70	5-6	1-1,5	—	700
32	Чернила из красителей	1	30-40	85-86	6	1,5	—	700
33	Швейнфуртская зелень	2	25-30	80-85	10-15	1,5	—	700
34	Экстракт дубового дерева	1	40	50-55	6	1,5-2	—	700
35	Экстракт из сосновой коры	2	35-38	45	6	1,5-2	—	700
36	Экстракт чая	1	34-40	50-55	6	1,5-2	—	700
37	Яблочное пюре	2	33-35	45-50	6	1,5-2	—	700
38	Экстракт солодовый	1	30	88	4	1	—	710
39	Яйца (целое яйцо)	1	30-35	74	5	1	—	710
40	Яичный желток	2	30-35	50	5	1	—	710

материал подают для досушки в вакуум-гребковую сушилку или вакуум-шкаф. Если процент остаточной влажности невелик, то часто бывает достаточно специальный шнек-досушиватель, обогреваемый паровой рубашкой, на пути материала в вакуум-разгрузочную камеру.

Таблица 14

Характеристика одновальцовых сушилок

№ аппарата	Сушильн. вальцы		Поверхность нагрева м ²	Габарит в м			Приблиз. расход мощности л. с.	Приблизит. вес кг
	диам. м.м.	длина м.м.		шир. В	длина L	выс. Н		
1В-5507	550	700	1,2	1	1,8	1,8	1	3400
1В-5514	550	1400	2,4	1	2,5	1,8	1	4600
1В-5521	550	2100	3,6	1	3,3	1,8	1,5	6000
1В-7521	750	2100	4,9	1,5	3,5	2,5	2,5	7000
1В-7528	750	2800	6,6	1,5	4,3	2,5	3,5	8000
1В-7535	750	3500	8,2	1,5	5,2	2,5	4,5	9000
1В-10035	1000	3500	11	1,8	5,3	3	5	14 000
1В-10042	1000	4200	13,2	1,8	6,1	3	6	16 000
1В-13042	1300	4200	17,1	2,2	6,1	3,5	7	20 000

Таблица 15

Характеристика двухвальцовых сушилок

№ аппарата	Сушильн. вальцы		Поверхность нагрева м ²	Габарит в м			Приблиз. расход мощности л. с.	Приблизит. вес кг
	диам. м.м.	длина м.м.		шир. В	длина L	выс. Н		
2В-3007	300	700	1,3	1,2	1,8	2,6	1	4 000
2В-3014	300	1400	2,6	1,2	2,5	2,6	1,8	4 800
2В-3021	300	2100	3,9	1,2	3,3	2,6	2,5	5 600
2В-5514	550	1400	4,8	1,9	2,5	3,3	3	9 000
2В-5521	550	2100	7,2	1,9	3,3	3,3	4	11 000
2В-7521	750	2100	9,9	2,5	3,5	4	4,5	15 000
2В-7528	750	2800	13,2	2,5	4,3	4	6	18 000
2В-10026	1000	2800	17,5	3	4,5	4,8	7	24 000
2В-10035	1000	3500	22	3	5,3	4,8	8	28 000

На рис. 15 изображена одновальцовая вакуум-сушилка, а в табл. 14 дана характеристика нормальных типов этих сушилок. Корпус и крышка аппарата изготавливаются из чугуна и могут выкладываться листовой медью, алюминием и т. д.; валец изготавливается из чугуна или бронзы. Валец внутри полый, снаружи тщательно отшлифован.

Число оборотов вальца от 1 до 10 в минуту (употребит.).

На рис. 16 изображена двухвальцовая сушилка, а в табл. 15 дана характеристика нормальных типов этих аппаратов.

Число оборотов вальцов этого типа сушилок обычно от 1 до 6 в минуту. Расход пара в вальцовых сушилках от 1,2 до 1,5 кг на 1 кг выпаренной воды.

Гребковые вакуум-сушилки. Описанные Шервудом сушилки с вертикальной мешалкой не получили распространения у нас в Союзе. Взамен их как у нас в Союзе, так и вообще в Европе употребляются гребковые вакуум-сушилки с горизонтально расположенной мешалкой, являющиеся более эффективным типом в смысле производительности.

Гребковые вакуум-сушилки подразделяются на:

1) гребковые вакуум-сушилки с внутренней нагревающей трубой (или пучком труб),

2) гребковые вакуум-сушилки типа „Венулет“,

3) гребковые вакуум-сушилки с вращающимся корпусом.

Гребковые вакуум-сушилки применяют для сушки под вакуумом разнообразных твердых и пастообразных веществ тогда, когда требуется более или менее значительная производительность. В этих случаях применение вакуум-шкафов, требующих большого расхода рабочей силы на загрузку и выгрузку противной, нецелесообразно. Гребковые вакуум-сушилки типа „Венулет“ применяют, когда требуется особо сильное перемешивание, а вакуум-сушилки с вращающимся корпусом—для сыпучих веществ, структура которых не должна быть повреждена при сушке.

Гребковая вакуум-сушилка (рис. 17) с внутренней нагревающей трубой состоит из неподвижно установленного цилиндра, имеющего паровую рубашку и внутреннюю мешалку. Кожух сушилки выполняется обычно из листовой стали, торцевые крышки—чугунные. Сушилка имеет паровой колпак (служащий в то же время для загрузки и выгрузной люк).

Мешалка представляет собою ряд гребков, насаженных на обогревающую трубу, служащую валом мешалки.

В табл. 16 даны производительность, время сушки и режим работы гребковой вакуум-сушилки с внутренней греющей трубой при работе ее с 55 различными материалами.

Производительность указана для гребковой вакуум-сушилки диаметром 1 200 м.м., длиной 6 000 м.м., с поверхностью нагрева 30 м² и дана в килограммах влажного материала, перерабатываемого за время одной операции.

Продолжительность сушки соответствует указанному вакууму и давлению пара и считается с момента окончания удаления воздуха из аппарата, наполненного материалом, до окончания сушки, не считая времени на загрузку и опорожнение.

Влияние величины вакуума то же, что и в вакуум-шкафах. Пар выключается за 10—15 мин. до окончания сушки.

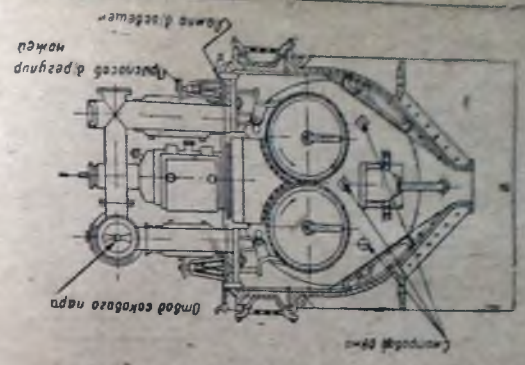


Рис. 16. Лауэвальцовый вакуум-сушилка.

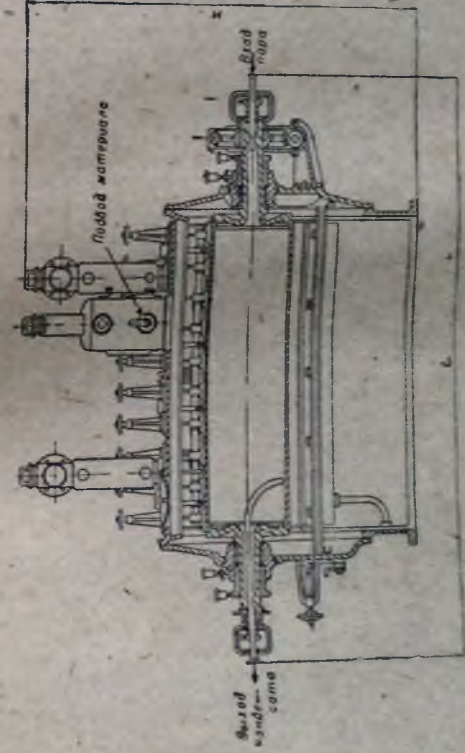


Рис. 15. Одновалцовый вакуум-сушилка.

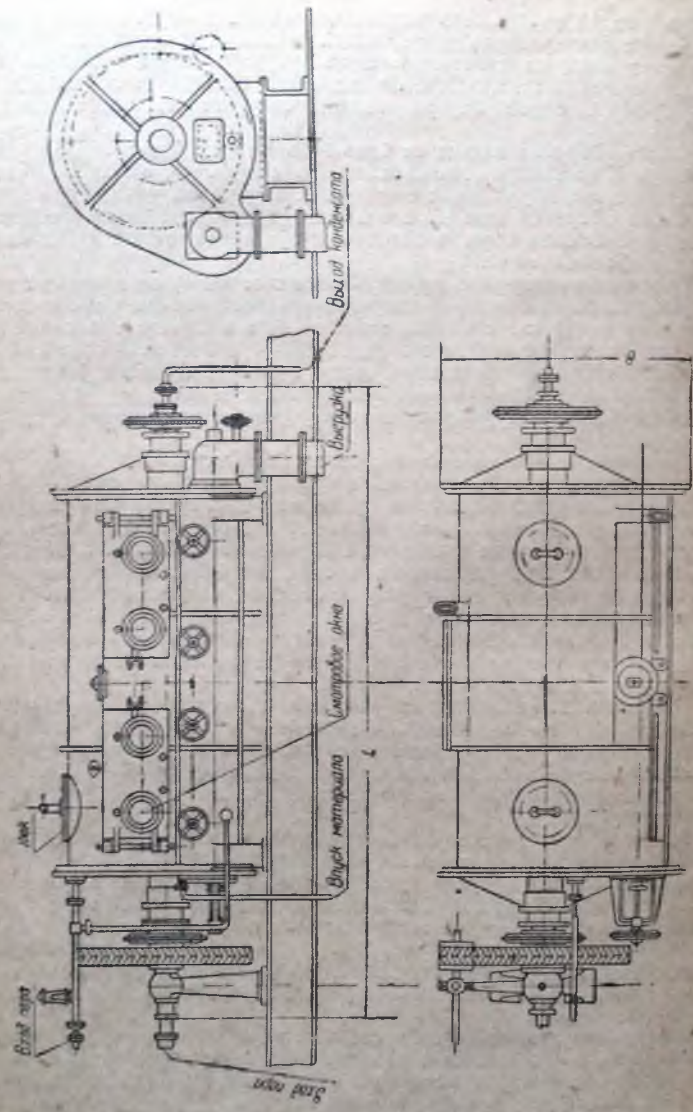


Таблица 16

Производительность гребковой вакуум-сушилки

Название материала	Производительность поверхности нагрева 30 м ² в кг влажного материала за время одной операции	Влагосо- держание в %		Время сушки в час.	Давление обогрева, пара и атмос.	Максимально допу- стимая температура сушки	Вакуум в мм рт. ст.
		перед сушкой	после сушки				
Азотнокислый гуани- дин	900	8—10	0,5	1,25	0,5	70	700
Азотнокислый строн- ций	1400	5—6	0,5	1,5	1,5	—	700
Активирован. уголь . .	900	40—50	0,2	2—3,5	1,5	—	700
Ализарин	900	40	2—3	3	1	60	710
Антрацен	800	8	1	2	0,5	70	710
Ацетат целлюлозы . .	1000	70—75	5—6	3—3,5	1—1,5	70	700
Аурамин (краситель)	1000	20—25	2	1,5	2	—	700
Барда (с винокур. за- водов)	1000—1200	45	12	2—2,5	1—2	80	700
Белила свинцовые . .	1400—1500	25	1	4—5	2	—	700
Бензойнокислый нат- рий	700—800	25	1—1,5	2	0,2—0,5	60	710
Берлинская лазурь . .	1200—1400	73	4—5	5—6	1,5	65	710
Борная кислота . . .	1000	3—5	0,5	1,5	0,5	—	710
Борнонатриевая соль	1400	7	1	1—1,5	0,5	50—60	710
Гидрат окиси алюми- ния	900	45	0,5—1	1,5—2	2	—	700
Гидрат окиси вис- мута	1200	25	1	2,5	1,5	—	700
Железные краски . .	1200—1400	73	4—5	5—6	1,5	65—70	700
Земля отбеливающая .	1200	15	6	1	1	70—75	700
Индиго (краситель) .	1200	15	0,8	2	1	70—75	700
Казеин	800	56	3—4	3,5—4	0,2—0,5	50—55	710—720
Камфора	800	12—16	2	1,5	1	—	700
Картофельный крах- мал	880	40	20	1,3	1	55—60	710
Картофельный крах- мал	880	40	3	2,5	1	55—60	710
Кислый шавелевокси- лый кальций	1200—1400	3—5	0,5	1,5	0,5	—	700
Костяной уголь . . .	1000—1100	30—40	2	2—2,5	2—3	—	700
Литопон	1200—1300	25	0,5	2,5—4	1,5	—	700
„	1100—1200	40	0,5	6	1,5	—	700
„	1200—1300	25	15	1,4—1,5	1,5	—	700
„	1100—1200	40	15	2,5	1,5	—	700
Марганцевоокислый калий	1200	4—6	0,5	1,5	0,5	—	700
Мыльный порошок . .	800	7	0,5	1,5	1	65	700
Молочный сахар . . .	1200	20	2	1,5	0,2—0,5	50—55	710—720
Окись цинка (цинко- вые белила)	1400	28	2	2	1,5	—	700
Окись цинка (цинко- вые белила)	1600—1700	4	0,5	1	1,5	—	700
Регенерат резины . .	1100	37	2—3	2,5	1	70	700
„	1100	45	2—3	3	1	70	700

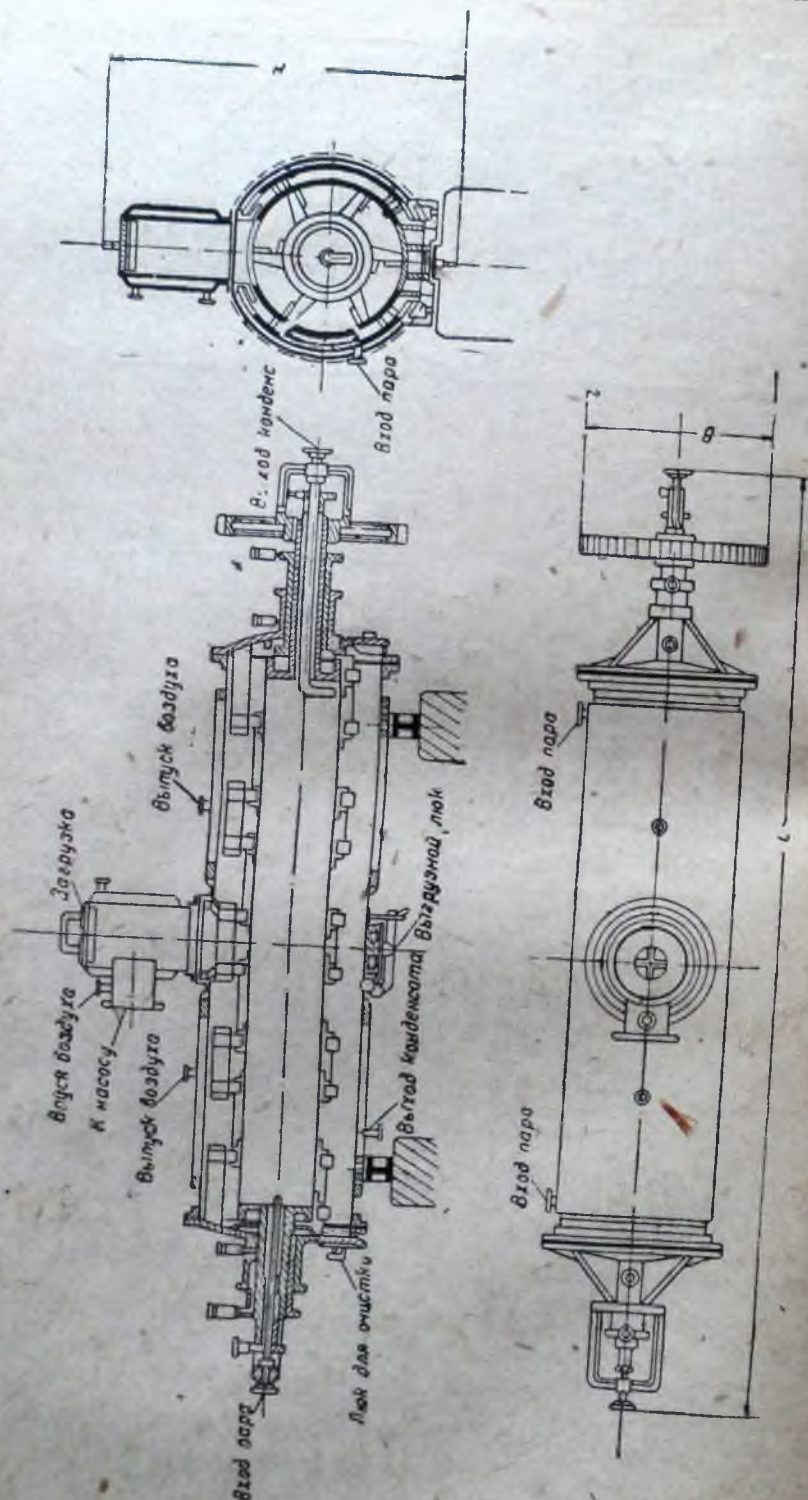


Рис. 17. Гребковая вакуум-сушилка.

Продолжение табл. 16.

Название материала	Производительность поверхности нагрева 30 м ² в кг влажного материала за время одной операции	Влагосодер- жание в %		Время сушки в час.	Давление обогр. пара, в атм	Максимально допу- стимая температура сушки	Вакуум в мм рт. ст.
		перед сушкой	после сушки				
Силикатная краска	1 600—1 700	18	2	2,5	1	—	700
Синька	1 000	20—25	1	2,5	1,5	70	700
Солод	1 000—1 200	40—45	13—17	1,5—2	0,2—0,5	30—40	715—720
"	1 000—1 200	40—45	3	2,5—3	0,2—0,5	30—40	715—720
Стрихнин	1 100	9—10	1	1,5	1	75	700
Табак (измельченный)	600	25	2—3	1,5	1	60	710
Титановые белила	1 800	35—40	2	4,5—5	2,5	65	700
Триаммофос	900—1 000	50	по возм. пол- ностью	4—5	2	70—75	700
Углемарганцевая соль	1 200	20	3	1,5	1	70	700
Ультрамарин	800	30	0,5	2,5	4	70	700
Фосфорнокислый кальций	1 000—1 200	40	4—5	2—2,25	1,5	—	700
Хромовокислый цинк	1 200	40	2	0,75	1	75	700
Цианистый калий	1 200—1 100	5—6	0,5—1	1—1,5	2	—	700
"	1 100	10—12	0,5—1	2	2	—	700
Швейнфуртская зе- лень	1 600	27—30	1 макс.	4,5	1	70—75	700
Швейнфуртская зе- лень	1 600	12	1	2	1,5	70—75	700
Щавелевая кислота	1 000	6—9	1	1,5—1,75	0,2	40—45	715

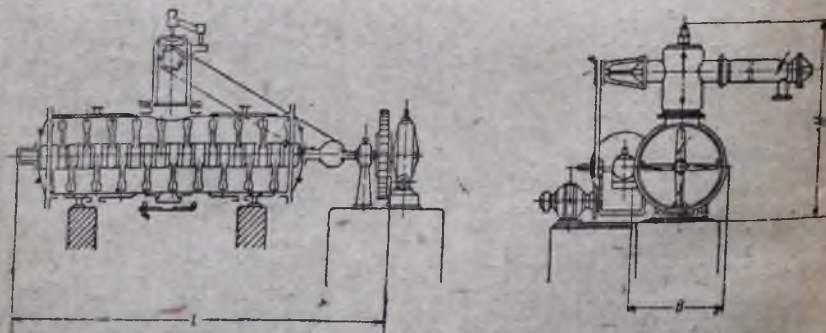


Рис. 18. Вакуум-сушилка системы „Венулет“.

В табл. 17 дана характеристика нормализованных типов гребковых вакуум-сушилок с внутренней нагревающей трубой. При использовании данных табл. 16 для определения производительности боль-

ших агрегатов следует учитывать, что с увеличением диаметра сушилки увеличивается толщина слоя материала в ней и условия сушки ухудшаются.

Таблица 17

Характеристика вакуум-сушилок с гребками

Марка аппарата	Разм. цилиндра		Приближенная поверхность нагрева м ²	Приближенная полезная емкость в т	Габариты			Приближенная норма расхода мощности квт	Приближенный вес т без привода
	Диаметр мм	Длина мм			B	L	H		
1 025	1 000	2 500	0,7	1 400	1,4	5,1	2,1	2,5	5,3
1 040	1 000	4 000	16,5	2 300	1,4	6,2	2,1	4	6,6
1 261	1 200	6 000	30	5 000	1,85	9	2,8	7	9,4
1 262	1 200	6 000	55	4 900	1,85	9	2,8	7,5	11,9
1 291	1 200	9 000	45	7 500	1,85	11,7	2,8	10	13,2
1 292	1 200	9 000	85	7 400	1,85	11,7	2,8	10,5	15,6
1 591	1 500	9 000	60	10 000	2,2	12,8	3,3	14	22
1 592	1 500	9 000	133	11 000	2,2	12,8	3,3	16	25
15 111	1 500	11 000	75	12 000	2,2	14,1	3,3	20	26
15 112	1 500	11 000	165	13 000	2,2	14,1	3,3	22	29
20 111	2 000	11 000	106	20 000	2,6	14,8	4	29	36
20 112	2 000	11 000	250	23 000	2,6	14,8	4	31	46

Поэтому увеличение производительности аппарата будет непропорционально увеличению его поверхности нагрева.

В гребковых вакуум-сушилках, кроме внутренней греющей трубы, иногда внутри кожуха помещают еще пучок дополнительных обогревающих труб, что значительно повышает производительность аппарата при тех же габаритах. В табл. 17 для аппаратов одного диаметра и длины меньшие цифры поверхности относятся к аппаратам с внутренней греющей трубой, большие цифры к аппаратам с внутренней греющей трубой и дополнительным пучком труб.

Расход пара в гребковых вакуум-сушилках составляет от 1,4 до 2,0 кг на 1 кг выпаренной воды.

Гребковая вакуум-сушилка системы „Венулет“ (рис. 18) отличается от обычной гребковой сушилки главным образом устройством мешалки, у которой половина гребков имеет правое направление, а другая — левое. Вращение мешалки происходит в обе стороны, причем через каждые 5—8 мин. с помощью специального переключателя вращение изменяется на обратное. В табл. 18 даны основные размеры изготавливаемых сушилок типа „Венулет“.

Таблица 18

№	Цилиндр		Емкость в л		Поверхность нагрева в м²	Вес в кг	Габарит в м		
	D мм	L мм	общая	полезная			B	L	H
1	700	4 000	1 545	500	7,5	5 600	1,0	5,7	1,8
2	1 000	4 000	3 135	1 000	11	8 000	1,3	6,2	2,9
3	1 250	4 000	4 500	1 650	14	10 000	1,6	6,4	3,3

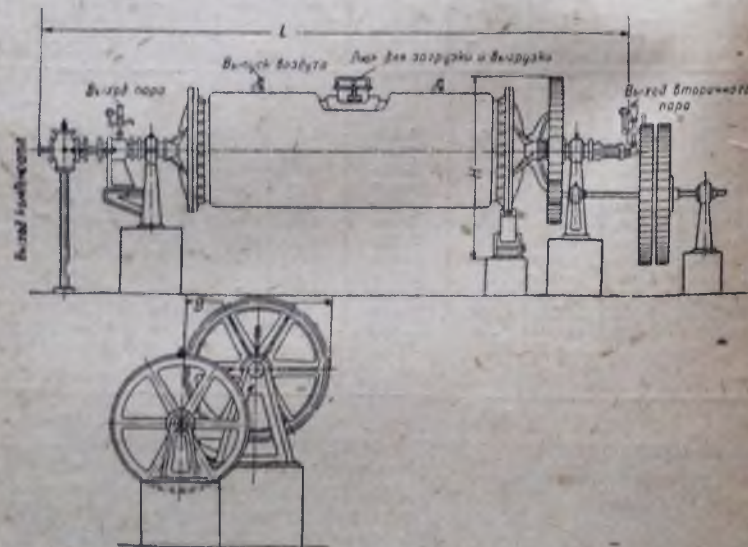


Рис. 19. Гребковая вакуум-сушилка с вращающимся корпусом.

Гребковая вакуум-сушилка с вращающимся корпусом (рис. 19) отличается от обычной гребковой тем, что у нее вращаться могут и мешалка и сам корпус сушилки. Во время загрузки корпус, установленный люком вверх, неподвижен, а мешалка вращается, распределяя загружаемый материал по всей длине сушилки. По окончании загрузки люк закрывается и корпус приводится в движение со скоростью 5—6 об/мин. Мешалка при этом обычно остается неподвижной. В аппарате создают вакуум и, обогревая паром рубашку корпуса, проводят процесс сушки. По окончании сушки корпус останавливают при

нижнем положении люка, спускают вакуум и с помощью вращающейся мешалки опорожняют аппарат. Процесс загрузки или выгрузки продолжается 10—15 мин.

В больших аппаратах вал мешалки konstruiруется в виде обогреваемой трубы так же, как и в обычных гребковых сушилках.

Для увеличения поверхности нагрева внутри аппарата устраивают также дополнительные боковые нагревательные трубы.

В табл. 19 даны основные данные о гребковых сушилках с вращающимся корпусом. Расход мощности дан для сыпучих веществ с удельным весом 1 и для нормальной загрузки.

Таблица 19.

Характеристика гребковых вакуум-сушилок с вращающимся корпусом

Марка аппарата	Размеры корпуса		Диаметр внутренней нагревательной трубы в мм	Боковые нагреват. трубы		Приближенная поверхность нагрева в м²	Приближенная емкость в л	Габариты			Приближенный расход мощности в кВт	Приближенный вес в кг
	диаметр в мм	длина в мм		число	диаметр в мм			ширина B в м	длина L в м	высота H в м		
A-1040	1 000	4 000	—	—	—	10,2	2 900	1,4	6	1,5	4,5	5 600
A-1041	1 000	4 000	426	—	—	15,2	2 500	1,4	6	1,5	4,5	5 600
A-1261	1 200	6 000	578	—	—	31	5 000	1,7	8,5	1,8	8	8 000
A-1262	1 200	6 000	578	12	121	56	4 900	1,7	8,5	1,8	8,5	11 400
A-1231	1 200	8 000	578	—	—	41	6 700	1,7	10,5	1,8	10	13 200
A-1282	1 200	8 000	578	12	121	76	6 600	1,7	10,5	1,8	10,5	14 000
A-12101	1 200	10 000	578	—	—	57	8 800	1,7	12,5	1,8	12	15 000
A-12102	1 200	10 000	578	12	121	101	8 700	1,7	12,5	1,8	12,5	16 400

Конденсаторы вакуум-сушилок. Для конденсации вторичного пара из вакуум-сушилок (иногда содержащего ценные растворители) применяют поверхностные трубчатые вертикальные конденсаторы (рис. 20). Корпус конденсатора чугунный, трубы железные. В табл. 20 дана характеристика нормальных конденсаторов этого типа. Для создания вакуума в вакуум-сушилках применяют сухие вакуум-насосы, данные об изготовляемых типах которых приведены в приложениях к отделу „Выпаривание“.

Необходимая для работы в сушилках производительность вакуум-насоса зависит от напряжения поверхности нагрева по выпариваемой влаге, конструкции аппарата, работы конденсатора и пр. Для средних условий работы могут быть указаны следующие цифры производительности вакуум-насоса (действительный всасываемый объем).

Для вакуум-шкафов: 0,9—1,1 м³/час на 1 м² поверхности нагрева нет
 Для вальцовых сушилок: 30—45 м³/час на 1 м² поверхности нагрева
 Для гребковых сушилок: 3,5—8 м³/час на 1 м² поверхности нагрева

Таблица 20

Характеристика чугунных конденсаторов для вакуум-сушилок

№ аппарата	Трубы		Охлаждающая поверхность в м ²	Приблизит. производит. в 1 час в кг	Диаметр штуд. для втор. паров в мм	Габарит		Вес в кг
	количество труб	Ø 20/23 высота в мм				D в мм	H в мм	
ВК-1	14	1 230	1	11	100	0,6	2,3	400
ВК-1,5	21	1 230	1,5	17	100	0,6	2,3	410
ВК-2	26	1 230	2	22	100	0,6	2,3	420
ВК-3	30	1 620	3	33	150	0,9	3	830
ВК-4,5	45	1 620	4,5	50	150	0,9	3	850
ВК-5,5	55	1 620	5,5	60	150	0,9	3	860
ВК-7,5	75	1 620	7,5	83	150	0,9	3	900
ВК-10	100	1 620	10	110	150	0,9	3	930
ВК-14	109	2 170	14	155	200	1,2	3,7	1 630
ВК-19	151	2 170	19	230	200	1,2	3,7	1 680
ВК-25	199	2 170	25	275	200	1,2	3,7	1 780
ВК-32	199	2 560	32	355	350	1,5	4	3 190
ВК-42	233	2 560	42	470	350	1,5	4	3 300
ВК-50	313	2 560	50	550	350	1,5	4	3 400

II. БАРАБАНЫЕ СУШИЛКИ

У нас в Союзе употребляются почти исключительно барабанные сушилки с однократным прохождением газов внутри барабана. В барабанных сушилках перерабатываются разнообразные материалы, часто весьма различные по своим физико-химическим свойствам, что соответственно отражается и на конструкции барабанов (различные системы насадок, число оборотов, угол наклона, толщина стенок, расход мощности и т. д.). В качестве примера исполненных конструкций в табл. 21 приведены основные данные сушильных барабанов, разра-

Таблица 21

Основные данные сушильных барабанов Союзстрормашин

Внутренний диаметр в мм	1 500	1 800	2 200	2 200	2 800	2 800
Длина барабана в мм	8 000	12 000	12 000	14 000	12 000	14 000
Толщина стенок барабана в мм	10	12	14	14	14	14
Объем сушильного пространства в м ³	14,1	30,5	45,6	53,2	74	86,2
Общее количество ячеек	25	28	28	28	51	51
Число об/мин	5	5	5	5	5	5
Расход мощности в л. с.	8	14	17	20	28	35
Общий вес барабана без тепки в кг	13 600	24 700	42 000	45 700	65 000	70 000

ботанных Союзстрормашинной для нужд строительной промышленности (сушка угля, известняка, трепела, глины, шлаков), но могут применяться и для нужд химической и других отраслей промышленности. Внутри барабаны имеют ячейковую насадку.

В последнее время Институтом химического машиностроения (Экихимашем) разработаны стандарты основных размеров сушильных барабанов и опорных частей к ним (бандажи, ролики, опорные подшипники, рамы и т. д.), а также конструкции типовых приводов. В табл. 21а приведены стандартизированные диаметры сушильных барабанов, а также соответствующие им минимальные и максимальные длины и объемы. Длина сушильных барабанов ограничена в пределах от $\sim 3,5D$ до $\sim 7D$, внутри которых она может варьировать сообразно особенностям сушильного процесса различных материалов¹.

Ввиду затруднительности определения времени сушки в барабанной сушилке на основании теоретических соображений при расчете обычно пользуются величиной напряжения объема барабана по влаге, зависящей от продолжительности сушки. Под этой величиной понимается количество испаряемой влаги в час на 1 м³ объема барабана. В табл. 22 приведены данные о напряжении объема барабана по влаге при сушке примерно 40 различных материалов, могущие оказаться полезными при проектировании.

Таблица составлена частично по литературным данным, частично по эксплуатационным данным работающих барабанных сушилок.

¹ О типизации сушильных барабанов см. также статью А. П. Ворошилова, в Изв. ВТИ № 7, стр. 45 (1935).

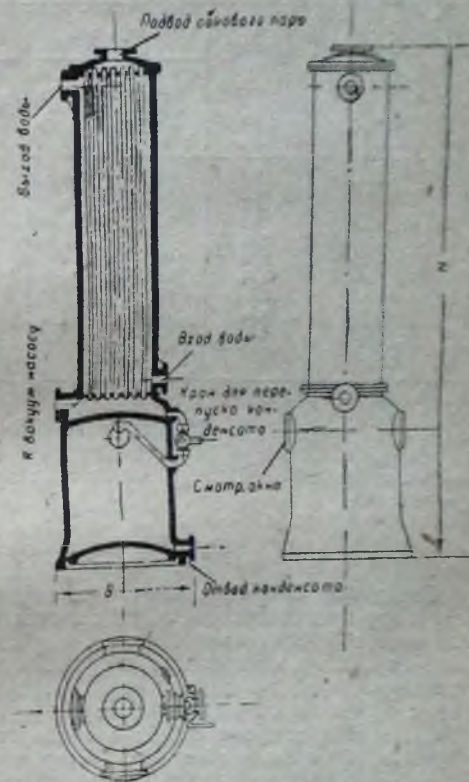


Рис. 20. Поверхностный конденсатор.

Таблица 21а

Основные размеры стандартных сушильных барабанов

№ барабана	Диаметр барабана D в м	Сечение барабана в м²	Длина в м		Объем в м³		$\frac{L_{\max}}{D}$
			максимальн. $\sim 7D$	минимальн. $\sim 3,5D$	максим.	миним.	
1	1,2	1,13	8,8	4,4	10	5	7,3
2	1,4	1,54	10	5	15,4	7,7	7,15
3	1,6	2,01	11	5,5	22	11	6,9
4	1,8	2,54	12	6	30,4	15,2	6,7
5	2	3,14	14	7	44	22	7
6	2,2	3,8	16	8	60,6	30,3	7,25
7	2,4	4,5	17,8	8,9	80	40	7,4
8	2,8	6,2	19,5	9,75	120	60	7

III. КАЛОРИФЕРЫ

В сушильной практике различают калориферы: смешения и поверхностные.

Калориферы смешения

Калорифер смешения обычно представляет собою топку с камерой, где происходит смешение горячих топочных газов с наружным воздухом. Чрезвычайно важно, чтобы холодный воздух примешивался лишь к совершенно сгоревшим газам, а не поступал бы с первичным (под колосники) или со вторичным воздухом, так как в этом случае он снижал бы температуру горения и тем самым понижал бы к. п. д. процесса. Если температура газов, поступающих в сушилку (или омывающих ее), высока, то между топкой и сушилкой также необходимо иметь камеру смешения, которая позволила бы регулировать температуру газов.

Поверхностные калориферы

Поверхностные калориферы в зависимости от нагревающего агента подразделяют на: газовые и паровые или водяные.

Газовые калориферы изготавливаются из чугуна и железа. Чугунные калориферы (из труб и плит) устанавливаются при более высоких температурах, но не $> 600^\circ\text{C}$; для железных калориферов (пластинчатые, трубчатые) рекомендуется температура не $> 300^\circ\text{C}$.

Наибольшее распространение получили пластинчатые калориферы, имеющие на единицу объема большую поверхность нагрева.

В табл. 23 приводится техническая характеристика пластинчатых калориферов системы Реймера, изготавливаемых Ленинградским металлургическим заводом.

Таблица 22

Производительность барабанных сушилок

Название материала	Величина кусков в мм	Влажность		Температура газов		Количество высушиваемого материала в час на 1 м² поверхности барабана	Примечания
		до сушки в %	после сушки в %	входящих в сушилку	выходящих из сушилки		
1. Аммоний сернокислый	Мелкий крист.	3,5	0,4	120	60-36	9-11	Распределит. материал при загрузке
2. Бикарбонат натрия	Мелкий крист.	8-9	0,9	115	40	10-12	Барабан без выгрузки при загрузке
3. Глина	—	25	0,5	800	100	36	Ячейковые засадки
4. Графит	—	38	0,2	440	220	25	Лопаст. засадки
5. Древесный уголь	—	53	28	320	150	37	Лопаст. засадки
6. Древесные опилки	—	40	15	350	100	18	Лопаст. засадки
7. Железная руда	0-50	6	0,5	730	90-85	65	Лопаст. засадки
8. Зерно (пшеница)	—	20	14	150-200	50-80	20-25	Распределит. засадки
9. Известняк	—	12	0,5	800	120	34	Ячейковые засадки
10. Инфузор. земля	—	41	16	550	120	50	Лопаст. засадки
11. Колчедан	—	10	2,3	520	115	90	Лопаст. засадки
12. „	—	12	0,5	450	—	70	Лопаст. засадки
13. Картофельная стружка	—	75-85	10-12	400	70	45	—
14. Мергель	0-20	10-15	1,5	1000	80	45	Барабан без выгрузки при загрузке
15. „	0-20	8-10	0,5	1000	120	30	Барабан без выгрузки при загрузке
16. Отлубина	0-25	73	42	700	250	38	Лопаст. засадки
17. „	0-25	73	20	520	220	45	Лопаст. засадки
18. Пиритные хвосты	—	17	5	700	150	40	—

Название материала	Величина кусков в мм	Влажность		Температура газов		Количество испаряемой влаги в час на 1 м³ объема барабана	Примечание
		до сушки в %	после сушки в %	входящих в сушилку	выходящих из сушилки		
19. Поваренная соль .	Крупн. крист.	45—50	2,5—3,5	110	40	8—9	Без насадки противоток
20. Преципитат . . .	—	48—50	1—3	375	115	25	Ячейков. насадка
21. Сланец	0—100	28	7	375	105	39	Лопастн. насадка
22. Свекловичн. жом	—	84	12	750	100—125	185	Распределит. насадка
23. "	—	84	12	400	100	100	Распределит. насадка
24. "	—	84	12	800	80—90	75—80	Распределит. насадка
25. Торф (фрезерный)	—	48	21	450	100	72	Барабан без насадки
26. Уголь (подмоск.) .	0—10	30	10	430	150—200	40	Лопастная насадка
27. Уголь (подмоск.) .	0—10	30	15	480	125	60	Лопастная насадка
28. Уголь (подмоск.) .	0—10	30	25	430	60	100	Лопастная насадка
29. Уголь (донецкий)	—	24	8	430	100	27	Ячейков. насадка
30. Фосфориты . . .	—	8	1,5	800	100	45	Ячейков. насадка
31. Хлористый калий	Мелкий крист.	6,8	0,1	720	170	35	Ячейков. насадка
32. "	Мелкий крист.	5,6	0,1	450	165	22	Ячейков. насадка
33. Шлак доменный гранулированный	—	21	0,3	500	90	18—25	Ячейков. насадка
34. Охра	—	16	2,8	490	190	37,7	Лопастн. насадка
35. "	—	18	2,6	500	190	38,6	Лопастн. насадка
36. "	—	16	1,3	490	180	36,6	Лопастн. насадка
37. Мел отмученный	—	51	24	540	270	32	Лопастн. насадка
38. Иодные водород-сли (крупные)	50—60	78	35	477	132	60	Лопастн. насадка

Таблица 23

Характеристика пластинчатых воздухоподогревателей ЛМЗ системы Реймера

№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Для всех элементов	144 40 3,5	158 44 3,8	180 50 4,2	194 54 4,3	210 60 4,9	230 64 5,2	252 70 5,6	266 74 5,9	288 80 6,3	308 84 6,6	324 90 7,0	338 94 7,3	360 100 7,7
Для элементов 18—18*	960 890 0,47	1030 910 0,52	1150 1030 0,59	1230 1110 0,64	1350 1290 0,71	1430 1310 0,76	1550 1430 0,83	1630 1510 0,88	1750 1630 0,95	1880 1710 1,00	1950 1830 1,07	2030 1910 1,12	2150 2030 1,18
Для элементов 18—21	1013 893 0,55	1099 949 0,61	1228 1108 0,69	1314 1194 0,75	1443 1323 0,83	1528 1408 0,89	1658 1538 0,97	1774 1624 1,02	1873 1753 1,11	1959 1839 1,17	2083 1948 1,25	2147 2054 1,31	2300 2183 1,39
Для элементов 18—24	1076 956 0,63	1163 1043 0,70	1306 1186 0,79	1398 1278 0,86	1536 1416 0,96	1628 1508 1,02	1766 1646 1,11	1858 1738 1,18	1996 1876 1,26	2088 1908 1,33	2230 2106 1,42	2318 2198 1,49	2436 2336 1,58
Для элементов 18—27	1139 1019 0,70	1237 1117 0,78	1384 1264 0,86	1482 1362 0,97	1629 1509 1,07	1727 1607 1,15	1874 1754 1,24	1972 1852 1,32	2119 1999 1,43	2217 2097 1,51	2364 2244 1,60	2462 2342 1,68	2600 2480 1,78

* Диаметры нагрева. * Протоки между пластинами для газа во всех моделях равны 18 мм, для воздуха — 18, 21, 24, 27 мм.

Коэффициенты теплопередачи для калориферов системы Реймера могут быть подсчитаны по формуле Барвика (Burwick)

$$K = 7,93 \cdot v^{0,71} \cdot L^{-0,9} \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}, \quad (35)$$

где v — скорость воздуха в м/сек,

L — длина пути потока воздуха в м.

Потеря напора в пластинчатых подогревателях выражается формулой Мюнцингера

$$h = a \gamma^{0,852} \cdot v^{1,852} \cdot s^{-1,269} \cdot l \text{ мм вод. ст.}, \quad (36)$$

где a — коэффициент, равный для загрязненных газоходов 0,00125; для чистых газовых и воздушных каналов = 0,000593,

v — скорость газа или воздуха в м/сек,

γ — уд. вес газа или воздуха в кг/м³,

s — зазор между пластинами в мм,

l — длина (ширина) пластины в мм.

Коэффициент полезного действия газовых калориферов в среднем равен 0,95.

Паровые калориферы. Из этой группы калориферов наибольшее распространение получили: 1) пластинчатые калориферы, 2) калориферы из ребристых труб, 3) калориферы из гладких труб.

Пластинчатые калориферы (рис. 21) изготавливаются в СССР рядом заводов: „Кооператор“ (Ленинград), „Госсанстрой“ (Москва), „Вентилятор“ им. Ярославского (Москва), „Сирокко“ б. Мосэлектромаш (Москва), „Красное знамя“ Севкаммаштреста (Ростов н/Д).

Пластинчатые калориферы еще не стандартизированы и изготавливаются заводами разных моделей и размеров.

Калориферы изготавливаются обычно трех моделей: 1) нормальный горизонтальный (тип Г), 2) нормальный лежащий (тип Л) и 3) нормальный вертикальный (тип В). Выбор модели калорифера обуславливается соображениями конструктивного порядка при проектировании сушильной установки.

Ниже приведены технические характеристики пластинчатых калориферов, изготавливаемых на некоторых наших заводах.

Для расчетов сушильных установок необходимо знать коэффициент теплопередачи и сопротивление калорифера.

Коэффициент теплопередачи K пластинчатых калориферов и сопротивление h прохождению воздуха в значительной степени зависят от конструкции и качества выполнения калорифера.

Таблица 24

Характеристика пластинчатых калориферов завода „Кооператор“

Модель	Габаритные размеры мм				Площадь поверхности нагревательной поверхности F_n , м ²	Диаметры штуцеров, мм		Вес, кг
	длина до фланцев	ширина полная	высота полная	ширина полная		для пара	для воды	
Н-5	500	260	570	260	15	32	25	133
Н-7	700	260	570	260	21	40	25	155
Н-9	900	260	570	260	27	40	25	226
Н-10	1000	260	570	260	30	50	32	225
Н-12	1200	260	570	260	36	50	32	260
Н-14	1400	260	570	260	42	50	32	300
Б-5	500	370	570	370	23	40	25	175
Б-7	700	370	570	370	32	50	32	215
Б-9	900	370	570	370	40	50	32	265
Б-10	1000	370	570	370	46	50	32	315
Б-12	1200	370	570	370	55	60	40	365
Б-14	1400	370	570	370	65	60	40	420

Таблица 25

Характеристика пластинчатых калориферов завода „Госсанстрой“

Модель	Размеры калориферов мм					Диаметр трубок мм		Размеры патрубков в дюймах		Поверхность нагрева $F_n, м^2$	Жидкое сечение $F_{ж}, м^2$	Теоретический вес ка- лорифера, кг
	А	Б	В	размеры в свету		наружный	внутренний	паров, вв.	конден. вв.			
				А'	Б'							
М-1	700	330	260	642	237	22	18	1	1/4	4,2	0,072	130
М-2	900	450	260	840	355	22	18	1 1/2	1/2	7,95	0,141	180
М-3	900	570	260	840	473	22	18	1 1/2	1	10,58	0,185	220
М-4	1200	570	260	1140	473	22	18	2	1 1/4	14,35	0,25	280
М-5	1200	690	260	1140	591	22	18	2	1 1/2	17,9	0,32	330
М-6	1200	810	260	1140	709	22	18	2	1 1/2	21,5	0,38	390
С-1	700	330	300	642	237	22	18	1 1/2	1	6,1	0,072	130
С-2	900	450	300	840	355	22	18	2	1 1/4	11,80	0,141	180
С-3	900	570	300	840	473	22	18	2 1/2	1 1/2	15,36	0,185	220
С-4	1200	570	300	1140	473	22	18	3	2	21,5	0,25	280
С-5	1200	690	300	1140	591	22	18	3 1/2	2	26,9	0,32	330
С-6	1200	810	300	1140	709	22	18	4	2 1/2	32,6	0,38	390
Б-1	700	330	340	642	237	22	18	1 1/2	1	8,48	0,072	130
Б-2	900	450	340	840	355	22	18	2 1/2	1 1/2	15,76	0,141	180
Б-3	900	570	340	840	473	22	18	3	2	21,07	0,185	220
Б-4	1200	570	340	1140	473	22	18	3	2	28,7	0,25	280
Б-5	1200	690	340	1140	591	22	18	4	2 1/2	35,88	0,32	330
Б-6	1200	810	340	1140	709	22	18	4	2 1/2	43,06	0,38	390

Таблица 26

Характеристика пластинчатых калориферов завода и.м. Ярославского

Марка калорифера	Габаритные размеры мм			Диам. штуцеров в дюйм.		Поверхность нагрева $F_n, м^2$	Вес кг
	длина А	ширина Б	глубина В	для пара	для конденсата		
5-120	1 290	710	280	2	1 1/4	36	286
5-110	1 190	710	280	2	1 1/4	33	265
5-100	1 090	710	280	2	1 1/4	30	244
5-90	990	710	280	1 3/4	1 1/4	27	223
5-80	890	710	280	1 3/4	1 1/4	24	202
4-100	1 090	585	280	1 3/4	1 1/4	24	202
4-90	990	585	280	1 3/4	1 1/4	21,6	202
4-80	890	585	280	1 3/4	1 1/4	19,2	202
4-70	790	585	280	1 3/4	1 1/4	16,8	202
4-60	690	585	280	1	1	14,4	202

Теплофикационная лаборатория ВТИ, на основании произведенных испытаний калориферов, предлагает следующие расчетные формулы, сведенные в табл. 27.

Таблица 27

Значения K и h для некоторых пластинчатых калориферов

Марка калорифера	Завод-изготовитель	Коэффициент теплопередачи пар — стенка — воздух	Сопротивление калорифера проходу воздуха	Сопротивление калорифера проходу воды
Н-4	„Вентилятор“ б. Мосэлектротром	$K = 11,9 (\gamma \cdot v)^{0,46}$ кал/м ² ·час·°С	$h = \frac{(\gamma \cdot v)^{1,7}}{9,0}$ мм вод. ст.	$h = 2 300 \cdot v_1^{1,93}$ мм вод. ст.
БН-1	„Вентилятор“ б. Мосэлектротром	$K = 5,5 (\gamma \cdot v)^{0,7}$	$h = \frac{(\gamma \cdot v)^{1,2}}{1,6}$	$h = 2 300 \cdot v_1^{1,93}$
С-2	„Госсанстрой“	$K = 9,0 (\gamma \cdot v)^{0,56}$	$h = \frac{(\gamma \cdot v)^{1,8}}{15,4}$	$h = 2 500 \cdot v_1^{1,72}$
ЮБ-3	„Красное знамя“ Севкаммаллтреста	$K = 8,9 (\gamma \cdot v)^{0,37}$	$h = \frac{(\gamma \cdot v)^{1,8}}{5,1}$	$h = 2 500 \cdot v_1^{1,40}$

В табл. 27: γ — средний уд. вес воздуха в кг/м³; v — средняя скорость воздуха, отнесенная к живому сечению (между ребрами) в м/сек; v_1 — средняя скорость воды в трубках калорифера в м/сек.

Для калориферов завода „Кооператор“ (тип Юнкера) коэффициент теплопередачи может быть ориентировочно подсчитан по формуле

$$K = 2 + 7 \sqrt{v}, \quad (37)$$

где v — скорость воздуха между ребрами (в пределах 6—20 м/сек). Сопротивление этого калорифера выражается зависимостью $h = 0,055 v^2$; значение v — то же, что в предыдущей формуле.

Средние значения K для пластинчатых калориферов, обогреваемых паром, в зависимости от скорости воздуха:

$$K = 16 \div 35 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С};$$

при водяном обогреве в зависимости от скорости горячей воды и воздуха

$$K = 10 \div 25 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}.$$

Сопротивление пластинчатых калориферов в среднем (со стороны воздуха) 5—25 мм вод. ст.

Калориферы из ребристых труб, часто применяемые в камерных и туннельных сушилках, характеризуются следующими данными.

Таблица 28

Вес и размеры круглых ребристых труб

Внутрен. диаметр мм	Диаметр		Число ребер	Строительная длина мм	Поверхн. нагрева м ²	Вес кг
	фланца мм	ребер мм				
70	165	175	93	2 000	4,00	73,5
70	165	175	68	1 500	3,00	59,5
70	165	175	44	1 000	2,00	37,5

Таблица 29

Вес и размеры прямоугольных ребристых труб

Число ребер	Внутрен. диаметр мм	Размер фланца мм	Размер ребер мм	Строительная длина мм	Поверхн. нагрева м ²	Вес в кг трубки
15	50	105 × 160	130 × 230	470	0,90	14,8
30	50	105 × 160	130 × 230	845	1,77	26,7
35	50	105 × 160	130 × 230	970	2,05	30,7
40	50	105 × 160	130 × 230	1 085	2,34	35,0

Коэффициент теплопередачи для калориферов из ребристых труб может быть определен в зависимости от схемы расположения труб и скорости воздуха по следующим формулам¹:

для одиночной трубы:

$$K = 7,2 \cdot v_0^{0,36}; \quad (38)$$

при продольном расположении труб:

$$K = 8,8 \cdot v_0^{0,40}; \quad (39)$$

при шахматном расположении труб:

$$K = 8,8 \cdot v_0^{0,48}; \quad (40)$$

где v_0 — скорость в узком сечении, приведенная к нормальному объему, т. е. при 0° и 760 мм; направление воздуха во всех случаях перпендикулярное оси труб.

Сопротивление ребристых калориферов зависит также от расположения секций. При шахматном расположении секций сопротивление выражается формулой Власова

$$h = 0,016 \cdot v_0^{1,3} \text{ мм вод. ст.}; \quad (41)$$

при расположении секций в один ряд $h = 0,10 \cdot v^{1,84} \text{ мм вод. ст.}$ где v — скорость в самом узком сечении, приведенная к 0° и 760 мм рт. ст.

Калориферы из гладких труб. Распространение получили калориферы типа Стюртеванта (рис. 22) и обыкновенные трубчатки. Как те, так и другие изготовляются из газовых или дымогарных труб диаметром 1½ — 3".

Коэффициенты теплопередачи и сопротивления этих калориферов могут быть подсчитаны по формулам, приведенным в отделах теплопередачи и гидравлики настоящего справочника.

ОТДЕЛ СЕДЬМОЙ

АБСОРБЦИЯ

СОСТАВЛЕН Э. М. БЕКЕРОМ (E. M. BAKER)

и Ч. Р. ГАРТОМ (CHARLES R. HARTE)

ПЕРЕВОД ПОД РЕДАКЦИЕЙ ПРОФ. В. А. КИРЯЕВА

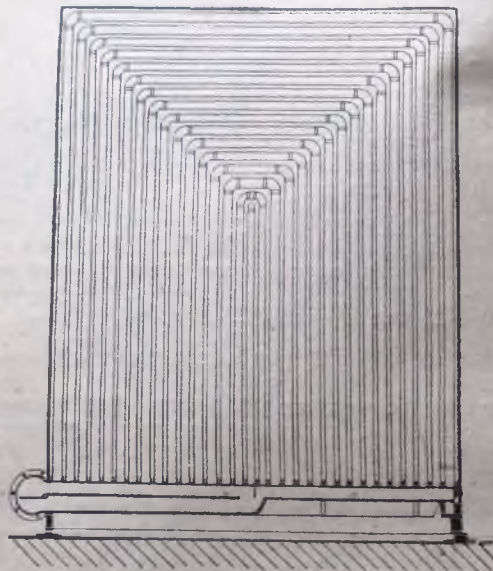


Рис. 22. Калорифер типа Стюртеванта.

¹ Выведены на основании испытаний, произведенных ВТИ.

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.
Обозначения, принятые в отделе „Абсорбция“	544
Закон Генри	547
I. Растворимость газов	556
Растворимость различных газов в воде	—
Растворимость газов в неводных чистых жидкостях и в водных растворах	557
II. Теория абсорбции	562
Основные понятия	—
Расчет производительности абсорбционных башен	569
Расчет колонн с колпачковыми тарелками	578
Отгонка или десорбция	580
Данные о скоростях абсорбции	581
Влияние скорости газа на коэффициенты газового пограничного слоя	—
Влияние скорости жидкости на коэффициент пограничного слоя жидкости	582
Влияние температуры на коэффициенты пограничных слоев	—
III. Коэффициенты абсорбции	583
Влияние перемешивания на коэффициенты абсорбции	—
Коэффициенты абсорбции водяного пара серной кислотой	584
Коэффициенты абсорбции аммиака	—
Для абсорбции аммиака на тарельчатой колонне	585
Для абсорбции аммиака в лабораторной промывалке	586
Для абсорбции аммиака на колонне с колпачковыми тарелками	—
Для колонны с кварцевой насадкой	—
Для колонны без заполнения (простая камера с разбрызгиванием)	—
Для керамиковой насадки № 1	—

	Стр.
Для керамиковой насадки № 2	588
Для колонны с деревянной решетчатой насадкой	587
Коэффициенты абсорбции хлористого водорода водой	588
Коэффициенты абсорбции сернистого газа водой	590
Коэффициенты абсорбции углекислого газа водой	591
Скорость абсорбции углекислого газа щелочными растворами	592
IV. Адиабатическая и изотермическая абсорбция	596
V. Медленные реакции в одной фазе	—
Абсорбция двуокиси азота для получения азотной кислоты	—
VI. Абсорбционная аппаратура	599
1. Аппараты, в которых газ барботирует через жидкость	—
2. Оросительные камеры с разбрызгиванием	600
3. Аппараты, в которых газ проходит над поверхностью жидкости	—
4. Аппараты наиболее часто применяемые для абсорбции	601
Башни, заполненные соответствующей насадкой	—
Требования к башенной насадке	602
Типы башенных насадок	—
Сопrotивление трения башенной насадки	605
Конструкция башен	607
5. Абсорбционные колонны с сетчатыми или колпачковыми тарелками	612
6. Аппараты с механически вращаемыми частями	615
VII. Одновременная абсорбция двух и большего числа газов	—
VIII. Рекуперация паров летучих растворителей	616

ОБОЗНАЧЕНИЯ, ПРИНЯТЫЕ В ОТДЕЛЕ „АБСОРБЦИЯ“

- Моль—килограммолекула,
 A — площадь в кв. метрах поверхности, перпендикулярной направлению тока газа или активная абсорбционная поверхность в кв. метрах,
 a — активная абсорбционная поверхность в кв. метрах на 1 м^3 пространства колонны, заполняемого насадкой, так что $A = aV$,
 C — количество растворенного газа в Молях на 1 м^3 жидкости,
 g — индекс, обозначающий газовую фазу,
 l — индекс, обозначающий жидкую фазу,
 i — индекс, обозначающий поверхность раздела между газом и жидкостью,
 c — содержание растворенного газа в жидкой фазе, выраженное в молекулярных долях,
 D_g — коэффициент диффузии поглощаемого газа через инертный газ, выраженный в Молях в час на 1 м^2 поверхности, отнесенный к диффузии поглощаемого газа через слой инертного газа толщиной 1 м (при среднем логарифмическом между парциальными давлениями инертного газа по обе стороны пограничного слоя, равном 1 ат) при движущей силе в 1 ат ,
 D_l — коэффициент диффузии растворенных молекул через жидкий слой в Молях в час на 1 м^2 поверхности, отнесенный к диффузии растворенного вещества через слой жидкости толщиной в 1 м при движущей силе в 1 Моль на 1 м^3 жидкости,
 P' — падение давления по уравнению Фаннинга в кг/м^2 ,
 ΔF — падение давления вследствие трения, выраженное в мм вод. ст.,
 F' — сопротивление трения в мм рт. ст.,
 F — знак функции,
 f — коэффициент трения,
 f' — коэффициент трения в уравнении Фаннинга,
 G — количество сухого инертного газа, выраженное в Молях,
 G' — куб. метры газа, проходящего через абсорбционную колонну в 1 мин. ,
 G'' — килограммы (инертного) газа на $\text{м}^3/\text{мин.}$,
 g — $9,81 \text{ м/сек}^2$,
 H — константа закона Генри для растворимости газов; $H = P/c$,
 H' — коэффициент растворимости, определяемый выражением $H' = c/P$,
 h — высота той части колонны, которая заполнена насадкой, выраженная в метрах,
 K_g — общий коэффициент абсорбции, выраженный в Молях на 1 м^3 в час на разность парциальных давлений в 1 ат ,
 K — общий коэффициент абсорбции, выраженный в Молях на 1 м^3 в час на разность в концентрациях в Молях на 1 м^3 (этот коэффициент имеет размерность м/час),
 K — константа равновесия для растворимости CO_2 в растворах карбонатов,
 k_g — индивидуальный коэффициент адсорбции для газового пограничного слоя, выраженный в тех же единицах, что и K_g ,
 k_l — индивидуальный коэффициент пограничного слоя жидкости, выраженный в тех же единицах, что и K_l ,
 k_g' — индивидуальный коэффициент газового слоя, выраженный в Молях на 1 м^2 в час на разность концентрации, выраженную в молях поглощаемого газа на Моль инертного газа,
 k_l' — индивидуальный коэффициент пограничного слоя жидкости, выраженный в Молях на 1 м^2 в час на разность концентрации, выраженную в молях растворенного вещества на моль растворителя,
 L — Моль чистой абсорбирующей жидкости,
 L' — длина канала в метрах,
 L'' — килограммы H_2O на $1 \text{ м}^3/\text{мин.}$,
 M_A — молекулярный вес поглощаемого газа,
 M_B — молекулярный вес чистой абсорбирующей жидкости,
 m — гидравлический радиус,
 N — нормальность (растворов солей натрия или калия),
 n — доля натрия (или калия), находящегося в виде бикарбоната,

- p — парциальное давление поглощаемого газа, выраженное в атмосферах,
 $P = \pi p$,
 $(P/V)_{\text{ср}}$ — среднее логарифмическое между парциальными давлениями инертного газа по обе стороны газового пограничного слоя, выраженное в атмосферах,
 p — содержание поглощаемого газа в газовой фазе, выраженное в молекулярных долях,
 π — общее абсолютное давление, выраженное в атмосферах,
 ρ_x — плотность раствора в кг/л раствора концентрации x ,
 n — индекс для обозначения места той или другой теоретической тарелки в колонне с колпачковыми тарелками,
 $n+1$ — индекс для обозначения места теоретической тарелки, следующей сверху над предыдущей тарелкой, n ,
 S — растворимость CO_2 в воде при данных температуре и давлении, выраженная в молях CO_2 на $1 \text{ л H}_2\text{O}$,
 s — удельный вес,
 T — абсолютная температура в $^\circ\text{K}$,
 t — температура в $^\circ\text{C}$,
 θ — время в часах,
 u — средняя скорость среды газа или жидкости в м/сек ,
 V — объем пространства колонны, заполненного насадкой в куб. метрах,
 W — количество поглощаемого газа в Молях,
 x — состав жидкой фазы, выраженный в Молях растворенного газа на Моль чистой абсорбирующей жидкости,
 y — состав газовой фазы, выраженный в Молях поглощаемого газа на Моль инертного газа,
 1 — индекс, обозначающий место основания колонны,
 2 — индекс, обозначающий место верха колонны,
 Z_g — толщина газового пограничного слоя в метрах,
 Z_l — толщина жидкого пограничного слоя в метрах,
 z — вязкость среды, выраженная в сантипуазах.

АБСОРБЦИЯ

Абсорбция в обычном смысле обозначает явление перехода газа из газовой фазы в жидкость, в которой он более или менее растворим. Хотя на практике газовая абсорбция применяется в той или другой форме еще с самых первых дней химии, однако до сих пор как в теории, так и в отношении аппаратуры, наиболее соответствующей для проведения данного процесса в промышленности, остается еще весьма много вопросов, которые должны быть изучены.

Абсорбция рассматривается как один из диффузионных процессов. При проектировании аппаратуры для абсорбции обычно имеют дело с двумя главными вопросами. Первый — каким будет состав получающихся жидкой и газообразной фаз, если газ и абсорбирующая жидкость приводятся в соприкосновение друг с другом на такой промежуток времени, что успевают установиться равновесие. Второй — с какой скоростью будет происходить абсорбция газов, если жидкая и газовая фазы приводятся в соприкосновение друг с другом на некоторый достаточно ограниченный промежуток времени. Очевидно, что эта скорость будет зависеть не только от вида применяемых газа и жидкости, но также и от способа, которым жидкость и газ приводятся в соприкосновение друг с другом, или от вида применяемой аппаратуры.

В первой части этого отдела будут рассматриваться соотношения между концентрациями газа и жидкости при равновесии их друг с другом в определенных условиях. В отношении природы газа и жидкости при этом можно различать три общих случая.

1. При поглощении газа происходит такая химическая реакция, что после поглощения газ не показывает измеримой упругости пара. Примером этого случая может служить абсорбция паров аммиака серной кислотой. Так как получающийся продукт, сульфат аммония, обладает при обычной температуре ничтожно малой упругостью пара аммиака, то теоретически возможно введение газа в тесное соприкосновение с жидкостью в аппарате с перемешиванием полностью извлечь аммиак. Анализ газов абсорбционной пипеткой основан именно на реакциях этого типа. Так как необходимым условием при этом является, чтобы давление газа в газовой фазе было равно давлению его над жидкой фазой при равновесии, то для получения полного поглощения газа это давление над жидкой фазой должно быть равно нулю. Однако подобные простые процессы осуществляются на практике только в отдельных случаях.

2. При поглощении происходит такая химическая реакция, при которой образующееся соединение бывает относительно нестойким, так что растворенный газ обладает при равновесии заметным давлением над раствором.

Относящиеся сюда случаи являются наиболее трудными для изучения. На сколько-нибудь значительном участке концентрации такие си-

стемы редко подчиняются закону Генри о растворимости газов. Однако они могут следовать ему для невысоких концентраций газа в жидкости.

3. При поглощении не происходит химической реакции и раствор обладает давлением газа, зависящим только от концентрации растворенного газа в жидкой фазе.

Относящиеся сюда случаи являются наиболее легкими для рассмотрения, в особенности если в данной системе растворимость газа подчиняется закону Генри. Этот случай получил наибольшее объяснение с теоретической точки зрения.

Закон Генри. Если газ подчиняется закону Генри о растворимости газов в жидкостях, то концентрация газа в газовой фазе будет прямо пропорциональна его концентрации в жидкой фазе. Например если p — содержание растворенного газа в газовой фазе, выраженное в молекулярных долях, и c — то же содержание его в жидкой фазе, выраженное в молекулярных долях, то

$$\pi p = Hc \text{ или } P = Hc, \quad (1)$$

где H — постоянная, π — общее абсолютное давление и P — парциальное давление растворенного газа, оба в атмосферах.

Пропорциональность между концентрациями газа в соответствующих жидкой и газовой фазах может сохраняться (хотя и менее точно) и при выражении состава в других единицах, в особенности относительно разбавленных растворов. Хотя закон Генри является весьма полезным, если он может быть использован, однако необходимо по экспериментальным данным выяснить точность, с которой он может быть применен в каждом данном случае. Приведенные ниже таблицы и кривые представляют данные о растворимости для некоторых наиболее часто встречающихся газов в воде.

Таблицы растворимости взяты из „International Critical Tables“ и других соответствующих источников. Во многих случаях таблицы, приведенные здесь, представляют только часть данных, даваемых в оригинале.

Таблица [1]

Ацетилен C_2H_2 ¹

$t^\circ C$	0	5	10	15	20	25	30
$10^{-6} \cdot H$	0,55	0,64	0,73	0,83	0,93	1,04	1,15

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 250, McGraw-Hill, 1928. „Справочная химическая энциклопедия“, т. 5, стр. 418.

¹ Цифры в прямых скобках — порядковые номера литературных источников, приведенных ниже (стр. 556).

² В этих таблицах растворимость H представляет собой фактор пропорциональности в уравнении закона Генри, $P = Hc$, где c — содержание растворенного газа в жидкой фазе, выраженное в молекулярных долях; P — парциальное давление растворенного газа в газовой фазе, выраженное в атмосферах.

Таблица 2 [2]
Воздух

$t^{\circ}\text{C}$	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-7} \cdot H^1$	3,23	3,71	4,17	4,61	5,04	5,47	5,86	6,25
$t^{\circ}\text{C}$	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-7} \cdot H^1$	6,61	6,92	7,19	7,65	7,98	8,17	8,22	8,18

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 257. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 414.

Таблица 3 [3, 4]
Аммиак NH_3

Вес. ч. NH_3 на 100 вес. ч. H_2O	Парциальное давление NH_3 в мм рт. ст.							
	0°C	10°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C	60°C
100	947							
90	785							
80	636	987						
70	500	780						
60	380	600	945					
50	275	439	686					
40	190	301	470					
30	119	190	298	...	719			
25	89,5	144	227	...	454	692		
20	64	103,5	166	...	352	534	825	
15	42,7	70,1	114	...	260	395	596	834
10	25,1	41,3	69,6	...	179	273	405	583
7,5	17,7	29,9	50,0	...	110	167	247	361
5	11,2	19,1	31,7	...	79,7	120	179	261
4	...	16,1	24,9	...	51,0	76,5	115	165
3	...	11,3	18,2	23,5	40,1	60,8	91,1	129,2
2,5	15,0	29,6	29,6	45	67,1	94,3
2	12,0	19,4	24,4	(37,6)	(55,7)	77,0
1,6	15,3	19,3	(30,0)	(44,5)	61,0
1,2	12,0	15,3	(24,1)	(35,5)	48,7
1,0	9,1	11,6	(18,3)	(26,7)	36,3
0,5	7,4	...	(15,4)	(22,2)	30,2
	8,4	...			

В скобках экстраполированные данные.

¹ H рассчитано из коэффициента абсорбции O_2 и N_2 , принимая во внимание поправку на постоянное содержание аргона.

Таблица 4 [5,6]
Бром Br_2

$t^{\circ}\text{C}$	0	5	10	15	20	25
$10^{-4} \cdot H$	1,62	2,09	2,78	3,54	4,51	5,69
$t^{\circ}\text{C}$	30	40	50	60	70	80
$10^{-4} \cdot H$	6,88	10,1	14,5	19,1	24,4	30,7

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 255. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 412.

Таблица 5 [7]
Углекислота CO_2

$t^{\circ}\text{C}$	0	5	10	15	20	25
$10^{-6} \cdot H$	0,553	0,666	0,792	0,930	1,079	1,243
$t^{\circ}\text{C}$	30	35	40	45	50	60
$10^{-6} \cdot H$	1,414	1,568	1,771	1,954	2,153	2,590

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 260. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 417.

Таблица 6 [8]
Углекислота CO_2

Парциальное давление CO_2 в ат	Вес. ч. CO_2 на 100 вес. ч. H_2O^1			
	20°C	35°C	60°C	100°C
30	3,58	2,20		
40	4,33	2,96	1,67	
50	5,06	3,75	2,04	
60	...	4,52	2,44	1,27
70	...	5,28	2,85	1,42
80	3,26	1,58
90	3,75	1,78
100	4,28	1,96
110	4,85	2,13
120	2,27
130	2,57
140	2,77
150	2,97
160	3,13

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 260. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 417.

¹ В оригинальной работе концентрации выражены в куб. сантиметрах CO_2 , введенных к 0°C и 1 ат, растворенного в 1 см³ раствора при данных температуре и давлении. При переводе в единицы, принятые в табл. 6, было допущено, что 1 см³ раствора содержит 1 г H_2O .

Таблица 7 [2,9]
Окись углерода CO

$t^{\circ}\text{C}$	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-7} \cdot H$	2,673	3,002	3,357	3,715	4,070	4,401	4,711	5,007
$t^{\circ}\text{C}$	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-7} \cdot H$	5,285	5,540	5,784	6,247	6,420	6,425	6,43	6,43

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 260. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 417.

Таблица 8 [10]
Окись углерода CO

Парциальное давление CO в мм рт. ст.	$10^{-7} \cdot H$		Парциальное давление CO в мм рт. ст.	$10^{-7} \cdot H$	
	17,7°C	19,0°C		17,7°C	19,0°C
900	3,62	3,71	5 000	3,65	3,77
2 000	3,62	3,73	6 000	3,66	3,78
3 000	3,62	3,75	7 000	3,69	3,82
4 000	3,63	3,76	8 000	3,71	3,86

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 260. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 417.

Таблица 9 [11]
Хлор Cl₂

$t^{\circ}\text{C}$	10	15	20	25	30	35	40
$10^{-5} \cdot H$	2,97	3,46	4,02	4,54	5,02	5,53	6,00
$t^{\circ}\text{C}$	45	50	60	70	80	90	—
$10^{-5} \cdot H$	6,43	6,77	7,31	7,45	7,30	7,22	—

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 256. „Справочник техн. энцикл.“, т. 5, стр. 412.

Таблица 10 [2]
Этан C₂H₆

$t^{\circ}\text{C}$	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-6} \cdot H$	9,55	11,77	14,39	17,16	19,98	22,97	25,98	29,39
$t^{\circ}\text{C}$	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-6} \cdot H$	32,18	35,15	37,94	42,89	47,38	50,23	52,2	52,6

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 260. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 418.

Таблица 11 [1]
Этилен C₂H₄

$t^{\circ}\text{C}$	0	5	10	15	20	25	30
$10^{-6} \cdot H$	4,19	4,96	5,84	6,80	7,74	8,67	9,62

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 260. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 418.

Таблица 12 [9, 12, 13]
Водород H₂

$t^{\circ}\text{C}$	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-7} \cdot H$	4,40	4,62	4,83	5,02	5,19	5,37	5,54	5,64
$t^{\circ}\text{C}$	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-7} \cdot H$	5,71	5,77	5,81	5,81	5,78	5,74	5,71	5,68

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 256. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 413.

Таблица 13 [10]

Водород H_2

Парциальное давление H_2 в мм рт. ст.	$10^{-7} \cdot H$		Парциальное давление H_2 в мм рт. ст.	$10^{-7} \cdot H$	
	19,5° С	23° С		19,5° С	23° С
900	5,64		5 000	5,75	6,00
1 100	...	5,89	6 000	5,85	6,08
2 000	5,64	5,90	7 000	5,98	6,20
3 000	5,65	5,91	8 200	...	6,39
4 000	5,68	5,94	8 250	6,21	

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 256. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 413.

Таблица 14 [14]

Хлористый водород HCl

Вес. ч. HCl на 100 вес. ч. H_2O	Парциальное давление HCl в мм рт. ст.						
	0°С	10°С	20°С	30°С	50°С	80°С	110°С
78,6	510	840					
66,7	130	233	399	627			
56,3	29,0	56,4	105,5	188	535		
47,0	5,7	11,8	23,5	44,5	141	623	
38,9	1,0	2,27	4,90	9,90	35,7	188	760
31,6	0,175	0,43	1,00	2,17	8,9	54,5	253
25,0	0,0316	0,084	0,205	0,48	2,21	15,6	83
19,05	0,0056	0,016	0,0428	0,106	0,55	4,66	28
13,64	0,00099	0,00305	0,0088	0,0234	0,136	1,34	9,3
8,70	0,000118	0,000583	0,00178	0,00515	0,0344	0,39	3,10
4,17	0,000018	0,000069	0,00024	0,00077	0,0064	0,095	0,93
2,04	...	0,0000117	0,000044	0,000151	0,00140	0,0245	0,280

Таблица 15 [11]

Сероводород H_2S

t °С	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-6} \cdot H$	20,32	23,90	27,83	32,14	36,66	41,38	46,29	51,40
t °С	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-6} \cdot H$	56,59	61,83	67,19	78,19	90,53	102,6	109	112

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 259. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 416.

Таблица 16 [2]

Метан CH_4

t °С	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-6} \cdot H$	16,99	19,69	22,58	25,60	28,53	31,36	34,28	36,95
t °С	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-6} \cdot H$	39,46	41,83	43,85	47,57	50,62	51,84	52,90	53,2

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 260. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 418.

Таблица 17 [2, 9]

Оксид азота NO

t °С	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-6} \cdot H$	12,81	14,63	16,54	18,35	20,06	21,81	23,51	25,17
t °С	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-6} \cdot H$	26,75	28,28	29,64	31,78	33,22	34,03	34,33	34,6

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 259. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 416.

Таблица 18 [9, 13, 15]

Азот N_2 ¹

t °С	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-7} \cdot H$	4,016	4,535	5,079	5,606	6,109	6,574	7,022	7,450
t °С	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-7} \cdot H$	7,923	8,285	8,586	9,087	9,462	9,591	9,51	9,34

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 256. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 413.

¹ Азот воздуха = 98,815 об. % N_2 + 1,185 об. % A .

Таблица 19 [10]

Азот N_2

Парциальное давление N_2 в мм рт. ст.	$10^{-7} \cdot H$		Парциальное давление N_2 в мм рт. ст.	$10^{-7} \cdot H$	
	19,4°С	24,9°С		19,4°С	24,9°С
900	6,26	6,90	6 000	6,64	7,31
2 000	6,32	6,95	7 000	6,73	7,41
3 000	6,39	7,03	8 100	6,87	7,53
4 000	6,45	7,13	8 200
5 000	6,53	7,21			

См. также Goodman и Krase [Ind. Eng. Chem, 23, 401—404 (1931)] для данных до 169°С и 300 ат.

Таблица 20 [16, 17]

Заись азота N_2O

t °С	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-6} \cdot H$	0,89	1,07	1,26	1,50	1,71	1,94	2,26

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 259. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 416.

Таблица 21 [9, 13, 15, 18, 19]

Кислород O_2

t °С	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-7} \cdot H$	1,934	2,205	2,486	2,766	3,043	3,330	3,610	3,852
t °С	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-7} \cdot H$	4,07	4,28	4,47	4,78	5,04	5,22	5,31	5,33

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 257. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 413 и 414.

Таблица 22 [10]

Кислород O_2

Парциальное давление O_2 в мм рт. ст.	$10^{-7} \cdot H$		Парциальное давление O_2 в мм рт. ст.	$10^{-7} \cdot H$	
	23°С	25,9°С		23°С	25,9°С
800	...	3,64	5 000	3,60	3,74
900	3,48	...	6 000	3,65	3,78
2 000	3,49	3,65	7 000	3,71	3,84
3 000	3,50	3,67	8 150	3,78	...
4 000	3,56	3,71	8 200	...	3,80

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 257. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 414.

Таблица 23 [20]

Пропилен C_3H_6

t °С	2	6	10	14	18
$10^{-6} \cdot H$	2,305	2,916	3,390	3,845	4,322

„International Critical Tables“, т. 3, стр. 260. „Справочник технической энциклопедии“, т. 5, стр. 418.

Таблица 24 [3]

Двуокись серы SO_2

Вес. ч. SO_2 на 100 вес. ч. H_2O	Парциальное давление SO_2 в мм рт. ст.							
	0°С	7°С	10°С	15°С	20°С	30°С	40°С	50°С
20	646	657	726
15	474	637	726
10	308	417	474	567	638
7,5	228	307	349	419	517	688
5,0	148	198	226	270	336	452
2,5	69	92	105	127	161	216
1,5	38	51	59	71	92	125
1,0	23,3	31	37	44	59	79
0,7	15,2	20,6	23,6	28,0	39,0	52
0,5	9,9	13,5	15,6	19,3	26,0	38
0,3	5,1	6,9	7,9	10,0	14,1	19,7
0,2	2,8	3,7	4,6	5,7	8,5	11,8
0,15	1,9	2,6	3,1	3,8	5,8	8,1
0,10	1,2	1,5	1,75	2,2	3,2	4,7
0,05	0,6	0,7	0,75	0,8	1,2	1,7
0,02	0,25	0,3	0,3	0,3	0,5	0,8

Литература к табл. 1—24

1. Winkler, Landolt-Börnstein, Physikalisch-chemische Tabellen.
2. Winkler, Ber. 34, 1408 (1901).
3. Sherwood, Ind. Eng. Chem. 17, 745 (1925).
4. Breitenbach, Bull. University of Wisconsin Eng. Exp. Sta., Ser. 68.
5. Winkler, Magyar Chemical Folyoirat 4, 33 (1898).
6. Winkler, Chem. Z. 23, 637 (1899).
7. Bohr, Ann. Physik 68, 500 (1899).
8. Sander, Z. physik. Chem. 78, 513 (1912).
9. Winkler, Z. physik. Chem. 9, 171 (1892).
10. Cassuto, Physik. Z. vereinigt mit dem Jahrbuch der Radioaktivität und Electromagnetismus 5, 233 (1904).
11. Winkler, Mathematikai és Természettudományi Értesítő, Budapest, 25, 86 (1907).
12. Winkler, Ber. 24, 89 (1891).
13. Winkler, Math. naturw. Ber. Ungarn. 9, 125 (1892).
14. Zeisberg, Chem. Met. Eng. 32, 326 (1925).
15. Winkler, Ber. 24, 3602 (1891).
16. Geffcken, Z. physik. Chem. 49, 257 (1904).
17. Kunerth, Phys. Rev. 19, 512 (1922).
18. Winkler, Z. physik. Chem. 55, 344 (1906).
19. Winkler, Ber. 22, 1764 (1889).
20. Than, Liebigs Ann. Chem. 123, 187 (1862).

I. РАСТВОРИМОСТЬ ГАЗОВ

Растворимость различных газов в воде. Для определения факторов растворимости какого-нибудь газа в какой-нибудь жидкости в общем случае бывает необходимо установить температуру, равновесное парциальное давление растворенного газа в газовой фазе и концентрацию растворенного газа в жидкой фазе. Строго говоря, наряду с парциальным давлением растворенного газа должно быть установлено также и общее давление в газовой фазе, однако в тех случаях, когда общее давление невелико (не превышает примерно 5 ат), растворимость для данного парциального давления растворенного газа может с достаточной точностью рассматриваться независимой от общего давления. Растворимость NH_3 (табл. 3) при температуре 30°, при парциальном давлении NH_3 в 260 мм рт. ст. равняется 20 вес. ч. NH_3 на 100 вес. ч. H_2O . Этот метод — установление температуры, парциального давления растворенного газа в газовой фазе и концентрации его в жидкой фазе — должен применяться для всех тех систем, в которых закон Генри не соблюдается.

Если же закон Генри применим, то растворимость определяется величиной константы H закона Генри и температурой, причем $H = P/c$ равно числу атмосфер на единицу содержания растворенного газа в растворе, выраженного в молекулярных долях. Для значительного числа газов закон Генри при парциальных давлениях, не превышающих 1 ат, соблюдается очень хорошо. При парциальном давлении растворенного газа большим 1 ат H редко остается независимой от него и какое-нибудь данное значение величины H может применяться только на небольшом участке парциальных давлений. При определении растворимости газа при этих высоких давлениях должны быть специально указаны парциальное давление растворенного газа, температура и значение величины H . При пользовании помещенными выше таблицами, если парциальное давление растворенного газа не указано, то приводимое в них значение величины H может быть приме-

нено с уверенностью только для парциальных давлений растворенного газа, не превышающих 1 ат. В тех же случаях, когда парциальное давление растворенного газа указано, приведенное значение постоянной H может применяться только для парциальных давлений, отличающихся от указанного в ту или другую сторону не больше, чем на 1 ат. Применение константы закона Генри может быть иллюстрировано следующими примерами.

Пример 1. Рассчитать, сколько водорода может быть растворено в 100 вес. ч. воды из газовой смеси при общем давлении в 760 мм рт. ст., парциальном давлении H_2 в 200 мм рт. ст. и температуре в 20°.

Для парциального давления H_2 до 1 ат значение константы H при 20° составляет $5,19 \cdot 10^7$ (табл. 12).

$$c = \frac{P}{H}$$

$$P = \frac{200}{760} = 0,263 \text{ ат};$$

$$c = \frac{0,263}{51\,900\,000} = 0,0000000507,$$

где c — молекулярная доля H_2 в жидкой фазе (молекулярной долей называется отношение числа молей данного компонента, содержащегося в данном количестве раствора, к общему числу молей всех содержащихся в нем компонентов). Для расчета отсюда весового количества H_2 на 100 вес. ч. H_2O может быть применена следующая формула

$$\frac{c}{1-c} \cdot \frac{W_A}{W_B} \cdot 100 = \frac{0,0000000507}{1-0,0000000507} \cdot \frac{2,02}{18,02} \cdot 100 = 0,000000567 \text{ кг } \text{H}_2.$$

Таким образом в 100 вес. ч. H_2O при 20° из газовой смеси, в которой парциальное давление H_2 равно 200 мм рт. ст., может быть растворено 0,000000567 вес. ч. H_2 .

Пример 2. Кислород растворен в воде до содержания 0,00005 вес. ч. O_2 на 100 вес. ч. H_2O . Каково равновесное парциальное давление O_2 над этим раствором при 25°?

Примем основной единицей при расчете 100 вес. ч. H_2O

$$c = \frac{\frac{0,00005}{32}}{\frac{0,00005}{32} + \frac{100}{18}} = 0,00000281,$$

$$P = Hc \text{ [уравнение (1) стр. 547].}$$

Если P больше 1 ат, то величина P должна быть известна прежде, чем может быть определено действительное значение H . Ниже показывается сначала пробное (неправильное) решение. В первом приближении допустим, что P не превышает 1 ат и примем по табл. 21 значение величины H , соответствующее 25°.

$$H = 3,330 \cdot 10^7, \\ P = 33\,300\,000 \cdot 0,00000281 = 9,26 \text{ ат.}$$

Примем теперь другое значение величины H , соответствующее по табл. 22 парциальному давлению в 9,26 ат (7040 мм), интерполируя, чтобы получить значение, относящиеся к 25°:

$$H = 3,80 \cdot 10^7, \\ P = 3,80 \cdot 2,81 = 10,68 \text{ ат} = 8\,100 \text{ мм рт. ст.}$$

При третьем приближении, пользуясь той же табл. 22 и принимая $P = 10,9$ ат, получим значение величины P , которое является точным в пределах точности данной величины H :

$$H = 3,88 \cdot 10^7, \\ P = 3,88 \cdot 2,81 = 10,9 \text{ ат} = 8\,280 \text{ мм рт. ст.}$$

Таким образом 0,00005 вес. ч. O_2 , растворенного в 100 вес. ч. H_2O , имеют при 25° равновесное парциальное давление над раствором, равное 8280 мм рт. ст.

Растворимость газов в неводных чистых жидкостях и в водных растворах. Растворимость какого-нибудь газа в неводной чистой

жидкости представляет большой практический интерес. Возможные комбинации растворенных газов и растворителей, которые относятся к этой группе, очень велики. Большая часть из известных в настоящее время данных по этим системам приводится в таблицах растворимости в „Справочнике физических, химических и технологических величин“ Технической энциклопедии, „International Critical Tables“, Landolt-Börnstein, „Physikalisch-chemische Tabellen“ и Seidell „Solubilities of Inorganic and Organic Compounds“.

Приводимый ниже перечень далеко не охватывает всех веществ, указанных в таблицах „Справочника Технической энциклопедии“ (т. 5, стр. 412—430) и „International Critical Tables“ (т. 3, стр. 261—270), но приводит из них только наиболее часто встречающиеся на практике.

Таблица 25

Растворенные газы

Ацетилен C_2H_2
Воздух
Аммиак NH_3
Бром Br_2
Углекислота CO_2
Оксид углерода CO
Хлор Cl_2
Этан C_2H_6
Этилен C_2H_4

Растворители

Уксусная кислота $C_2H_4O_2$
Уксусный ангидрид $C_4H_6O_3$
Ацетон C_3H_6O
Амилловый спирт $C_5H_{12}O$
Анилин C_6H_5N
Бензол C_6H_6
Бромбензол C_6H_5Br
Сероуглерод CS_2
Четыреххлористый углерод CCl_4
Хлорбензол C_6H_5Cl
Хлороформ $CHCl_3$

Водород H_2
Хлористый водород HCl
Сероводород H_2S
Метан CH_4
Хлористый метил CH_3Cl
Оксид азота NO
Азот N_2
Закись азота N_2O
Кислород O_2
Сернистый ангидрид SO_2 и др.

Этилацетат $C_4H_8O_2$
Этиловый спирт C_2H_5O
Хлористый этилен $C_2H_4Cl_2$
Диэтиловый эфир $C_4H_{10}O$
Метилацетат $C_3H_6O_2$
Метиловый спирт CH_3O
Нитробензол $C_6H_5NO_2$
Пропиловый спирт C_3H_7O
Пропилен C_3H_6
Толуол C_7H_8
и др.

Растворимость газа в водных растворах может быть найдена в „Справочнике технической энциклопедии“ (т. 5, стр. 430—446) и в таблицах Seidell, Landolt-Börnstein и „International Critical Tables“ (т. 3, стр. 271—281).

В „Справочнике технической энциклопедии“ и „International Critical Tables“ и в этом случае приведены в общем те же растворенные газы, которые перечислены в табл. 25: растворителями являются водные растворы, содержащие как неорганические, так и органические вещества в различных концентрациях. В число неорганических соединений входят многие обычные кислоты, основания и соли. В числе органических соединений приводятся метиловый спирт, этиловый спирт, глицерин, глюкоза, сахароза, хлоралгидрат и мочевины.

Растворимости газов и в частности углекислоты, водорода и окиси азота в некоторых водных коллоидальных растворах могут быть найдены в „Справочнике технической энциклопедии“ (т. 5, стр. 442) и „International Critical Tables“ (т. 3, стр. 281). Типичными коллоидами, рассматриваемыми в них, являются желатина, крахмал, декстрины, альбумины,

гликоген, пептон, гемоглобин, сернистый мышьяк, гидрат окиси железа и кремнекислота.

Данные о растворимости N_2 , H_2 , O_2 , CH_4 , C_2H_4 , C_2H_6 , C_2H_2 и H_2S в воде и о некоторых органических растворителях при давлениях до 200 атм были опубликованы Frolich, Tauch, Hogan и Peer [Ind. Eng. Chem. 23, 548—550 (1931)]. Goodman и Krase [Ind. Eng. Chem. 23, 401—404 (1931)] приводят экспериментальные данные о растворимости N_2 в воде при давлениях от 100 до 300 атм и температурах от 0 до 170°.

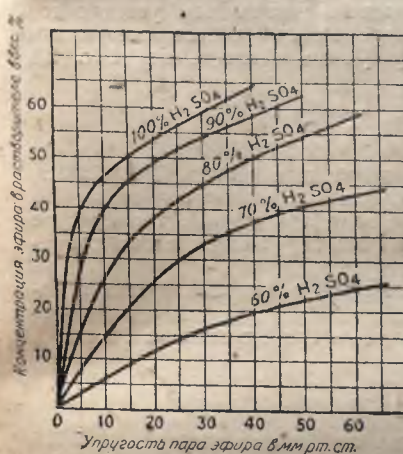


Рис. 1. Упругость пара эфира при 20°C над водными растворами серной кислоты различных концентраций.



Рис. 2. Упругость пара эфира над его растворами в некоторых растворителях:

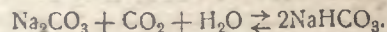
Кривая	Растворитель	Температура °C
I	100% H_2SO_4	20
II	m-крезол	20
III	амилловый спирт	20
IV	бутиловый спирт	15
V	этиловый спирт	20

Особый интерес представляют данные о растворимости, относящиеся к известным системам, имеющим большое промышленное применение. Рекуперация паров эфира часто осуществляется поглощением их жидкими абсорбентами, как серной кислотой или метакрезолом. На рис. 1 и 2 приводятся растворимость паров эфира в различных растворителях. Все кривые растворимости, кроме кривой для бутилового спирта, относятся к 20°. Кривая же бутилового спирта относится к 15° (C. S. Robinson, Recovery of Volatile Solvents, стр. 154—156, New York 1922).

Процесс абсорбционной очистки углекислоты основан на поглощении ее некоторыми щелочными растворами. Это — особый тип абсорбции, когда растворяющийся газ реагирует с абсорбентом, образуя непрочное химическое соединение. Абсорбентом, применяемым для очистки углекислоты, обычно служат растворы карбоната натрия или калия. Последней усовершенствованной формой этого процесса является применение для абсорбции углекислоты и сернистого газа органических оснований, как триэтианоламин и диэтианоламин.

Кривые растворимости этих газов в указанных органических растворителях по данным Bottoms [Ind. Eng. Chem. 23, 501 (1931)] приводятся на рис. 3, 4, 5 и 6.

Когда уголекислота растворяется в водном растворе карбоната натрия (или калия), то происходит следующая обратимая реакция:



Растворимость CO_2 в таких растворах зависит от соотношения количеств карбоната и бикарбоната, от общего количества соли в растворе, от температуры и парциального давления уголекислоты в газе. Соотношение между этими переменными дается следующим уравнением, предложенным McCoу [Journ. Amer. Chem. Soc. 29, 437 (1903)]:

$$\frac{2n^2 N}{SP(1-n)} = K,$$

где n — доля натрия (или калия), находящаяся в виде бикарбоната, $(1-n)$ — доля натрия (или калия), находящаяся в виде карбоната,

S — растворимость уголекислоты в воде при данной температуре и при парциальном давлении в 1 ат, выраженная в молях уголекислоты на 1 л воды,

P — парциальное давление уголекислоты в газовой фазе в атмосферах,

N — концентрация натрия (или калия) в граммах на 1 л и

K — константа равновесия.

Таблица 26

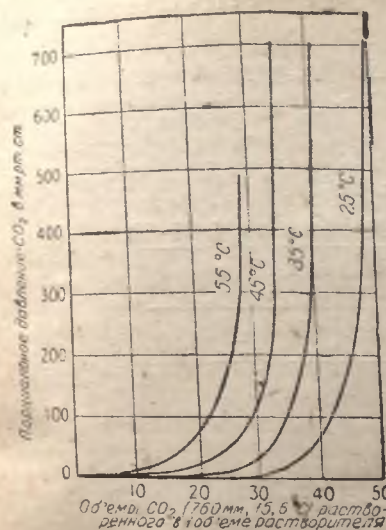
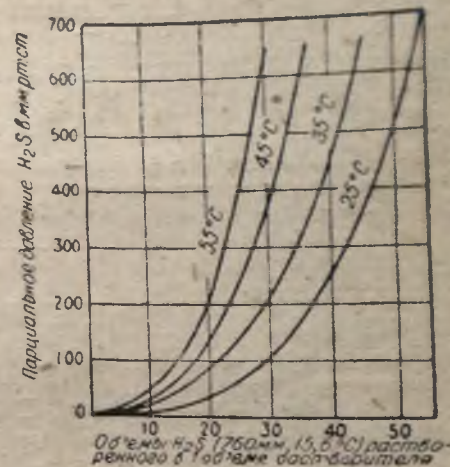
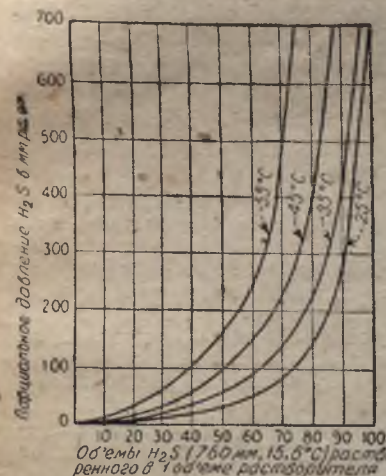
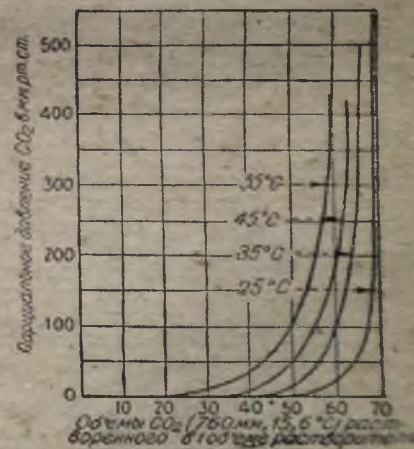
Константа K для растворов карбоната натрия

t° C	N (грамматов Na на 1 л раствора)			
	0,1	0,3	1,0	2,0
25	5 300 ¹	4 460 ¹	3 120 ¹	2 660 ²
45	—	—	2 840 ²	2 335 ²
63	—	—	2 440 ²	1 910 ²

Константа K оказывается зависящей от температуры и концентрации натрия (или калия) в растворе. Установлено также, что величина константы K не одинакова для растворов карбоната натрия или карбоната калия. Поэтому для расчета с помощью этого уравнения растворимости CO_2 в карбонатно-бикарбонатных растворах необходимо предварительно установить, будут ли применяться растворы карбоната натрия или калия. Кроме того необходимо иметь значение константы K для каждой температуры и для каждой концентрации карбоната натрия (или калия). Величина константы K для различных условий

¹ McCoу и Smith, Journ. Amer. Chem. Soc. 29, 437 (1903).

² Harte, Baker и Purcell, Ind. Eng. Chem. 25, 528 (1933).

Рис. 3. Упругость пара CO_2 над его растворами в 50%-ном триэтаноламине при 15,6°C.Рис. 4. Упругость пара H_2S над его растворами в 50%-ном триэтаноламине при 15,6°C.Рис. 5. Упругость пара CO_2 над его растворами в 50%-ном диэтаноламине при 15,6°C.Рис. 6. Упругость пара H_2S над его растворами в диэтаноламине при 15,6°C.

приводится в табл. 26. Harte, Baker и Purcell¹ объединяют эти данные следующей формулой:

$$\frac{n^2 N^{1,29}}{SP(1-n)(458-T)} = 10,$$

где T — абсолютная температура.

Таблица 27²

Константа K для растворов карбоната калия

$t^\circ\text{C}$	N (грамматомы K на 1 л раствора)	
	1,0	2,0
31	6 300	6 160
40	5 300	5 850
50	5 420	5 150
60	—	4 560
70	—	3 980
80	—	3 220
97	—	2 570

II. ТЕОРИЯ АБСОРБЦИИ

Основные понятия. При объяснении и анализе изменений в скорости абсорбции, вызываемых изменениями в условиях процесса, весьма полезной оказалась так называемая теория „двойного слоя“. Она весьма правдоподобна и находится в прекрасном согласии с действительными данными. Whitman [Chem. Met. Eng. 29, 147 (1923), Ind. Eng. Chem. 16, 1215 (1924)] предложил теорию двойного слоя в 1923 г. и с тех пор целый ряд различных исследователей продолжал разработку и развитие ее.

Представления, лежащие в основе теории двойного³ слоя, не являются особенно сложными.

На рис. 7 представлен сосуд, в котором в нижней части до половины находится вода, содержащая некоторое количество растворенного в ней вещества A . В верхней половине сосуда находится смесь газообразного вещества A , воздуха и водяных паров. Мешалка в жидкости обеспечивает достаточное перемешивание, так что в каждый данный момент состав жидкости во всех ее точках одинаков. Мешалка в газовой фазе обеспечивает такую же однородность в последней. На границе раздела между обеими фазами и на небольшом расстоянии от нее внутри обеих фаз существует область, в действительности не подвергающаяся этому перемешиванию. Эта область включает тонкий слой (или пленку) относительно неподвижного пара с одной стороны поверхности раздела и тонкий слой (или пленку) сравнительно неподвижной

¹ Ind. Eng. Chem. 25, 528 (1933).

² Sieverts и Fritzsche, Z. anorg. u. allg. Chem. 133, 1 (1924).

³ Более подробное обсуждение теории поверхностного слоя см. отдел II — „Теплопередача“.

жидкости по другую сторону ее. При прохождении через систему, представленную на рис. 7, в направлении от верха ее к основанию придется встретиться со следующими отличными одна от другой областями: выше bb' находится пар, сильно перемешиваемый и следовательно однородный по составу; от bb' до cc' находится пар, который по существу находится в спокойном состоянии (не перемешивается), от cc' до dd' жидкость также свободная от перемешивания и ниже dd' находится жидкость, энергично перемешиваемая и следовательно однородная по составу. Это представление о быстром перемешивании внутри каждой из фаз и относительно слабом перемешивании в области, прилегающей к границе раздела, лежит в основе теории двойного слоя.

Для того чтобы перейти из внутренних слоев газовой фазы во внутреннюю область жидкой фазы, молекула A должна продиффундировать через поверхностный слой пара и поверхностный слой жидкости. Суммарное сопротивление этих двух слоев и является общим сопротивлением переносу материальной частицы из одной фазы в другую. Движущей силой, вызывающей переход вещества через это сопротивление, является разница в соотношениях концентраций растворенных молекул внутри газовой и жидкой фаз при равновесии их в данный момент. Прежде чем рассчитать эту разность в концентрациях, последние должны быть выражены для обеих фаз в одних и тех же единицах. Концентрация растворенного вещества в газовой фазе обычно бывает выражена парциальным давлением растворенного газа в атмосферах и обозначается через P . Концентрация же растворенного вещества в жидкой фазе C выражается в молях растворенного вещества на 1 л жидкой фазы. В этом случае C выражено не в тех единицах, что P , однако когда известны равновесные данные, C может быть легко переведено в те же единицы, в которых выражено P , или, наоборот, P переведено в те же единицы, что C . Каждому значению величины C соответствует некоторое определенное значение величины P , которое представляет собой парциальное давление растворенного газа, находящегося при данных условиях общего давления и температуры в равновесии с жидкой фазой, содержащей растворенное вещество при концентрации C . Таким образом концентрация вещества A внутри жидкой фазы может быть выражена и как C_1 и как P_1 , где P_1 представляет собой парциальное давление газообразного A , находящегося в равновесии с жидкой фазой при концентрации вещества A в ней, равной C_1 . Возвращаясь к системе, представленной на рис. 7, положим, что концентрация вещества A в газовой фазе есть P_2 и в жидкой фазе — C_1 . Движущая сила переноса A из газа в жидкость соответствует разности концентраций $(P_2 - P_1)$. Скорость переноса вещества име-

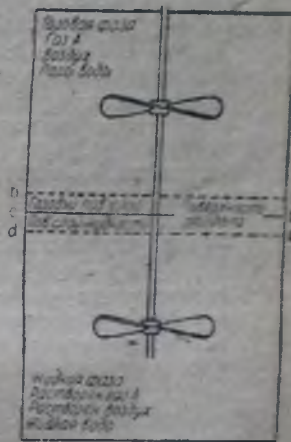


Рис. 7. Диаграмма, иллюстрирующая теорию двойного слоя в применении к абсорбции газов.

няется прямо пропорционально потенциалу или движущей силе и поверхности, перпендикулярной направлению переноса вещества, так что

$$\frac{dW}{dt} = K_G A (P_g - P_i), \quad (2)$$

или

$$\frac{dW}{dt} = K_L A (C_g - C_l), \quad (2a)$$

где W — Моли растворенного газа,

t — время в часах,

K_G — общий коэффициент абсорбции, выраженный в $\text{Моль/м}^2 \cdot \text{час}$, на разность парциального давления в 1 ат,

A — выраженная в кв. метрах величина поверхности, на которой происходит абсорбция,

P_g — парциальное давление растворенного газа внутри газовой фазы в атмосферах,

P_i — выраженное в атмосферах парциальное давление растворенного газа при равновесии с жидкостью состава, существующего в данный момент в жидкой фазе,

K_L — общий коэффициент абсорбции, выраженный в $\text{Моль/м}^2 \cdot \text{час}$ на разницу в составах в 1 Моль/м^3 ,

C_g — концентрация растворенного вещества в Моль/м^3 жидкости при равновесии с парциальным давлением растворенного газа, существующим внутри газовой фазы,

C_l — концентрация растворенного газа внутри жидкой фазы в данный момент, выраженная в Моль/м^3 .

Теория двойного слоя требует для выражения скорости переноса вещества применения индивидуальных коэффициентов для пограничных слоев. Если покоящийся слой на поверхности раздела является тонким, так что количество вещества, содержащегося в нем в каждый данный момент, бывает ничтожно мало по сравнению с количеством растворенного вещества, проходящего через него, и если все вещество, проходящее через один слой, должно пройти также и через другой, то следовательно в каждый данный момент скорость перехода вещества через один из слоев бывает такова же, что и скорость перехода его через другой слой и два слоя составляют два последовательные сопротивления.

Составляя выражение для скорости перехода через каждый из слоев, можно получить следующее уравнение:

$$\frac{dW}{dt} = k_g A (P_g - P_i) = k_l A (C_l - C_i), \quad (3)$$

где k_g — индивидуальный абсорбционный коэффициент данного газового слоя, выраженный в $\text{Моль/м}^2 \cdot \text{час}$, на разность парциальных давлений в 1 ат,

P_i — парциальное давление растворенного газа на границе раздела между газовой и жидкой фазами, выраженное в атмосферах,

k_l — индивидуальный абсорбционный коэффициент данного жидкого слоя, выраженный в $\text{Моль/м}^2 \cdot \text{час}$, для разности концентраций в 1 Моль растворенного газа на 1 м^3 жидкости,

C_i — концентрация растворенного газа на границе раздела в Моль/м^3 жидкости.

Для разбавленных или умеренно концентрированных растворов, для которых можно допустить применимость закона Генри, следует, что

$$C = H'P, \quad (4)$$

где H' — коэффициент растворимости, представляющий собой отношение концентрации C растворенного газа в жидкой фазе к соответствующему равновесному парциальному давлению растворенного газа P . Необходимо заметить, что $H' = C/H$, где H выражено в единицах, применяемых в табл. 1–23.

Алгебраической подстановкой можно вывести из уравнения (3) и (4) следующее соотношение:

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{H'k_l} + \frac{1}{k_g}}. \quad (5)$$

Подобным же образом из уравнений (2a), (3) и (4) можно вывести, что

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{k_l} + \frac{H'}{k_g}}. \quad (5a)$$

Если зависимость индивидуальных коэффициентов k_l и k_g от изменения в условиях процесса известна, то уравнения (5) и (5a) показывают, как данное изменение в условиях будет влиять на общие коэффициенты K_G и K_L . Когда главное сопротивление переходу вещества создает газовый пограничный слой, то должны применяться уравнения (2) и (5), когда же главное сопротивление представляет пограничный слой жидкости, то — уравнения (2a) и (5a).

Полные сведения относительно зависимости индивидуальных коэффициентов слоев от изменений в условиях процесса в настоящее время еще неизвестны. В этом отношении были выполнены некоторые прекрасные работы и было показано, что коэффициенты k_l и k_g зависят от толщины пограничного слоя, от специфического коэффициента диффузии и (для k_g) от среднего давления инертного газа в газовом пограничном слое, как это показывается уравнениями (6) и (7) [Hanks и McAdams, Ind. Eng. Chem. 21, 1034 (1929), Morawetz и Baker, Trans. Amer. Inst. Chem. Eng. 22, 163 (1929)]:

$$k_g = \frac{D_g}{Z_g (P_B)_{1/2}}$$

$$k_l = \frac{D_l}{Z_l},$$

где D_g — коэффициент диффузии растворенного газа (при диффузии его через инертный газ), выраженный в Моль/час на 1 ат поверхности, когда растворенный газ диффундирует через слой инертного газа толщиной в 1 м (принимая среднее логарифмическое между парциальными давлениями инертного газа по обе стороны от слоя равным 1 ат) при движущей силе в 1 ат,

Z_g — эффективная толщина газового пограничного слоя в метрах,
 $(P_B)_{cp}$ — среднее логарифмическое из парциальных давлений инертного газа по обе стороны от газового пограничного слоя, выраженное в атмосферах:

$$(P_B)_{cp} = \frac{(\pi - P_g) - (\pi - P_1)}{\ln \frac{\pi - P_g}{\pi - P_1}},$$

D_l — коэффициент диффузии для растворенных молекул (диффундирующих через жидкий слой), выраженный в Моль/час на 1 м^2 поверхности, когда растворенный газ диффундирует через жидкий слой толщиной в 1 м и движущая сила равна 1 Молю на 1 м^3 жидкости,

Z_l — эффективная толщина пограничного слоя жидкости в метрах. Подставляя значение коэффициентов k_g и k_l из уравнений (6) и (7) в уравнения (5) и (5а), можно получить следующие соотношения:

$$K_G = \frac{1}{\frac{Z_l}{H'D_l} + \frac{Z_g(P_B)_{cp}}{D_g}}, \quad (8)$$

$$K_L = \frac{1}{\frac{Z_l}{D_l} + \frac{H'Z_g(P_B)_{cp}}{D_g}}. \quad (8a)$$

Представляется весьма желательным заменить величины толщины слоев Z_l и Z_g величинами, численные значения которых могли бы быть получены легко, однако в настоящее время точные количественные соотношения между толщиной слоя и определяющими его переменными еще неизвестны. В общем можно сказать, что каждое изменение в условиях, которое вызывает увеличение перемешивания внутри данной фазы, влечет за собой уменьшение толщины соответствующего пограничного слоя.

При описании механизма процесса абсорбции и при рассмотрении приведенных выше уравнений было допущено, что растворенные молекулы вещества А остаются без изменения при всем абсорбционном процессе.

Это предположение означает, что данный процесс является чисто физическим процессом растворения молекул. Однако когда какая-нибудь неорганическая молекула растворяется в воде, то может иметь место и химическая реакция. Если молекула HCl абсорбируется в водном растворе NaOH , то происходит химическая реакция. Немедленно по переходе в жидкую фазу молекула HCl будет нейтрализоваться молекулой NaOH . Если скорость данной химической реакции достаточно велика, то нейтрализация может произойти уже в самом поверхностном слое; если же реакция относительно медленна, то молекула HCl может, прежде чем будет нейтрализована, успеть продиффундировать во внутренние слои. В таких химических реакциях должны быть учтены как диссоциация молекул на ионы, так и соединение ионов в молекулы. Очевидно, что такое химическое действие усложняет применение теории

двойного слоя и делает более трудным рассмотрение механизма абсорбционного процесса.

Работа Davis и Crandall [Journ. Amer. Chem. Soc. 52, 3739 (1930)] об абсорбции газов в системах, где имеют место *неравновесные* химические реакции, несколько освещает вопрос распространения теории двойного слоя на подобные системы. При развитии своей теории эти исследователи рассматривают абсорбцию чистого газа через *кислотную* поверхность в идеально сильно перемешиваемую жидкость. Рассматриваемые химические реакции предполагаются *обратимыми* настолько большой скоростью, сравнительно со скоростями абсорбции, что они могут быть рассматриваемы как мгновенные. При этом рассмотрении вводят следующие постулаты:

1. Влияние газовой пленки ничтожно мало и поверхность жидкости насыщена газом.
2. Жидкость в массе является гомогенной вплоть до резко определяемой поверхности, которая является внутренней границей стационарного жидкого пограничного слоя.
3. Удельная способность диффундировать (diffusivity) через стационарную пограничную пленку жидкости является одинаковой для всех растворенных веществ.

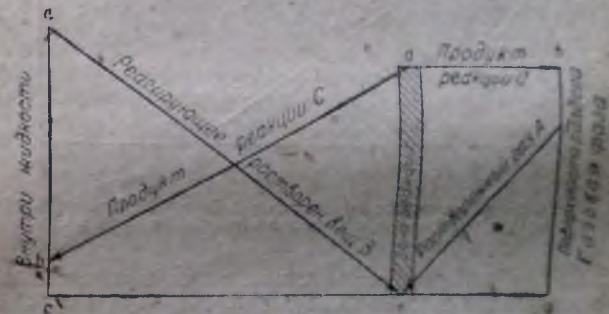


Рис. 8. Диаграмма, иллюстрирующая теорию Дэвиса и Крандалла (Davis and Crandall). Один из продуктов реакции образуется в жидком слое.

Рассмотрим систему, которой было предоставлено достаточно времени для достижения некоторого стационарного состояния. Вещество А переносится из газовой фазы в жидкую. В жидкости вещество А взаимодействует химически с веществом В, образуя продукт реакции С. Градиент концентрации устанавливается, как показано на рис. 8.

Поверхность жидкости будет насыщена веществом А и концентрация его на поверхности (определяемая растворимостью вещества А и его парциальным давлением в газовой фазе) представлена на диаграмме величиной f_g . Так как А перемещается в жидкость, то концентрация должна падать с увеличением расстояния от поверхности раздела. В области, обозначенной «зоной реакции», происходит химическая реакция, приводящая к исчезновению вещества А и образованию вещества С (концентрация вещества А в этой точке будет по существу равна нулю). Максимальная концентрация продукта реакции С находится

$$\frac{G}{L} = \frac{x_1 - x_2}{y_1 - y_2} \quad (9)$$

Подобный же баланс может быть написан для любой части башни и в частности для участка от основания башни до точки, где объем становится равным V м³ и где состав газа равен y , а состав жидкости x :

$$G_1 y_1 + Lx = L_1 x_1 + Gy, \quad (10)$$

следовательно

$$\frac{G}{L} = \frac{x_1 - x}{y_1 - y} \quad (11)$$

Уравнение (11) дает средство для расчета соответствующих составов газа и жидкости в любой точке башни. Необходимо заметить, что величина G/L является постоянной, которую можно назвать отношением скоростей (flow ratio), поскольку она выражает относительные скорости, с которыми инертный газ и чистая абсорбирующая жидкость проходят через башню. Так как y_1 и x_1 являются постоянными, то уравнение (11) в диаграмме, где на оси абсцисс отложена величина x , а на оси ординат — величина y , определяет прямую линию.

Однако для расчета скорости абсорбции является необходимым составить материальный баланс для дифференциального объема башни. Рассмотрим объем dV , показанный на рис. 10. Количество газа, абсорбированного в этом участке, может быть выражено различными способами, определяющими однако одно и то же количество.

Следовательно

$$\frac{dW}{d\theta} = G dy = L dx. \quad (12)$$

Если концентрация абсорбируемого газа в газовой фазе не слишком велика, то из уравнения (8) можно получить также

$$L dx = k'_l (x_1 - x) dA, \text{ или } = k'_l (x_1 - x) adV \quad (13)$$

$$G dy = k'_g (y - y_1) dA, \text{ или } = k'_g (y - y_1) adV, \quad (14)$$

откуда

$$\int_x^{x_1} \frac{dx}{x_1 - x} = \int_V^0 \frac{k'_l}{L} adV \quad (15)$$

$$\int_{y_1}^{y_1} \frac{dy}{y - y_1} = \int_V^0 \frac{k'_g}{G} adV, \quad (16)$$

где k'_g — индивидуальный коэффициент газового поверхностного слоя, выраженный в Моль/м²·час на разность в концентрациях, выраженную в Молях растворенного газа на Моль инертного газа,

k'_l — индивидуальный коэффициент поверхностного слоя жидкости, выраженный в Моль/м²·час на разность в концентрациях, выраженную в Молях растворенного газа на Моль растворителя.

Для решения уравнений (15) и (16) необходимо иметь соответствующие величины x_1 и x , или y_1 и y .

Типичная диаграмма, с помощью которой могут быть получены в известных случаях эти данные, показана на рис. 11.

На ординатах ее отложены величины y и на абсциссах — величины x . Кривая A является кривой равновесия в рассматриваемой системе, в данном случае в системе серная кислота — вода. Кривая B представляет уравнение (9) или (11) и может быть названа рабочей линией (operating line).

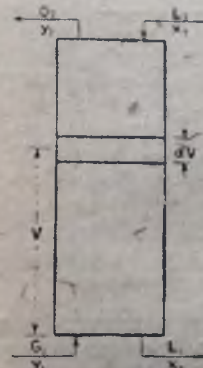


Рис. 10. Схема абсорбционной колонны.

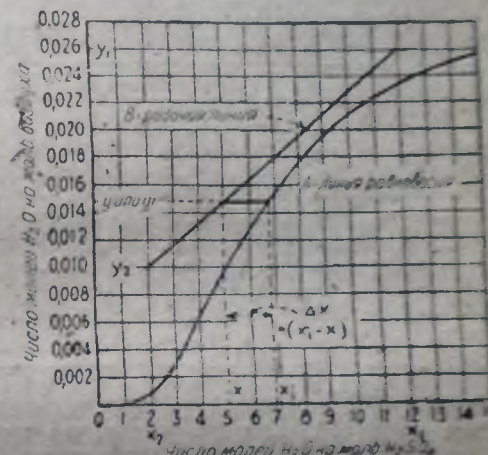


Рис. 11. Диаграмма абсорбционной колонны. Случай 1. Сопротивление в газовой фазе незначительно.

Очевидно, что здесь могут существовать только следующие три случая.

Случай 1. Сопротивление газового пограничного слоя ничтожно мало в сравнении с сопротивлением пограничного слоя жидкости.

Случай 2. Сопротивление пограничного слоя жидкости ничтожно мало в сравнении с сопротивлением газового пограничного слоя.

Случай 3. Сопротивление обоих пограничных слоев значительно, так что нельзя пренебречь некоторым из них в сравнении с другим.

Случай 1. Сопротивление газового пограничного слоя ничтожно мало. Если сопротивление газового пограничного слоя ничтожно мало, то из этого непосредственно следует, что состав газовой фазы по существу однороден полностью, вплоть до границы раздела, на которой y становится равным y_1 . Тогда кривая B становится изображением зависимости уже не только y от x , но также и y_1 от x . Кривая A — кривая равновесия — является по определению изображением величин равновесия или зависимости y_1 от x , поэтому если для какого-нибудь частного значения величины x восстановить ординату, то ее пересечение с кривой B даст соответствующее значение величины y , которое равно y_1 . Горизонтальная прямая, про-

ходящая через эту точку пересечения, встречает кривую A при соответствующем значении величины x_1 . Продолжая такое построение, можно легко составить таблицу соответствующих значений величин x и x_1 .

Таблица 28

Данные для графического расчета процесса абсорбции в колонне

Случай 1 (рис. 11 и 12)

x	x_1	$x_1 - x$	$\frac{1}{x_1 - x}$
1	2	3	4
2	5,1	3,1	0,322
3	5,55	2,55	0,392
4	6,13	2,13	0,469
5	6,70	1,70	0,587
6	7,40	1,40	0,715
7	8,15	1,15	0,869
8	9,05	1,05	0,952
9	10,10	1,10	0,909
10	11,4	1,40	0,715
11	13,25	2,25	0,444
12	16,0	4,0	0,250

В табл. 28 в столбцах 1 и 2 приведены подобные данные, полученные по рис. 11 при допущении, что главное сопротивление принадлежит пограничному слою жидкости. Если коэффициент этого пограничного слоя постоянен, то правая часть уравнения (15) может быть прямо интегрирована, что приводит к $k'_1 a V / L$, и левая часть уравнения может быть получена путем графического интегрирования по данным ст. ст. 1 и 2 табл. 28 следующим путем. Столбец 3 показывает величины $(x_1 - x)$ и ст. 4 соответственно величины $1/(x_1 - x)$. Значения $1/(x_1 - x)$ отложены на рис. 12 как функция от x . Площадь под этой кривой между пределами составов жидкости, x_1 и x_2 , является интегралом левой части уравнения (15) и для низких концентраций величина x равняется $k'_1 a V / L$. Отсюда легко может быть получено значение V , если известны k'_1 , L и a . Для значений величины x , превышающих 0,05, величина k'_1 не является постоянной и для расчетов должна быть применена другая форма k'_1 , которая дается ниже (стр. 575).

Случай 2. Сопротивление пограничного слоя жидкости ничтожно мало. Если сопротивление пограничного слоя жидкости ничтожно мало, то из этого следует, что состав жидкой фазы является по существу однородным, вплоть до границы раздела, на которой x становится равным x_1 . Тогда при этом допущении кривая B (рис. 13) становится уже не только изображением зависимости y от x , но также и y от x_1 . Кривая A —кривая равновесия—является по определению изображением значения равновесия величин y_1 и x_1 . Поэтому если для какого-нибудь частного значения величины x проводится горизонтальная линия, то точка пересечения с кривой B дает соот-

ветствующее значение величины x , равное x_1 , и вертикальная линия, проходящая через эту точку пересечения, достигает кривой A при соответствующем значении величины y_1 . Продолжая такое построение, можно легко составить таблицу соответствующих значений величин y и y_1 .

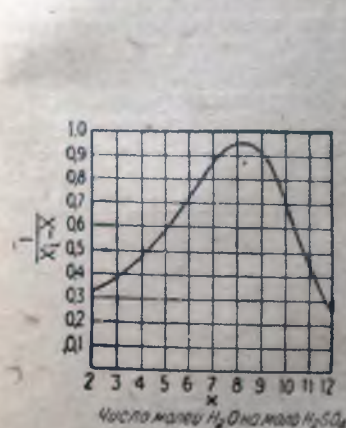


Рис. 12. Диаграмма абсорбционной колонны.—Случай I. Интегрирование для расчета заполненного объема колонны.

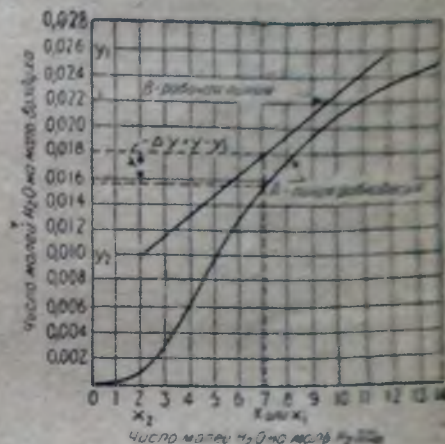


Рис. 13. Диаграмма абсорбционной колонны.—Случай II. Сопротивление в жидкой фазе незначительно.

Таблица 29

Данные для графического расчета процесса абсорбции в колонне

Случай 2 (рис 13 и 14)

y	y_1	$y - y_1$	$\frac{1}{y - y_1}$
1	2	3	4
0,010	0,008	0,002	108,5
0,012	0,008	0,004	125
0,014	0,008	0,006	167
0,016	0,012	0,004	250
0,018	0,0156	0,0024	416
0,020	0,0183	0,0017	588
0,022	0,0203	0,0017	588
0,024	0,022	0,002	500
0,026	0,0233	0,0027	370

В столбцах 1 и 2 табл. 29 приводятся подобные данные, полученные по рис. 13. Если коэффициент газового пограничного слоя постоянен, то правая часть уравнения (16) может быть прямо интегри-

решана, что приводит к $k_g' aV/G$, и правая часть уравнения легко получается из данных столбцов 1 и 2 табл. 29 путем графического интегрирования следующим путем. Столбец 3 показывает значение величин $(y - y_1)$ и столбец 4 соответственно величин $1/(y - y_1)$. Эти значения $1/(y - y_1)$ отложены на рис. 14 как функция от y . Площадь под этой кривой, ограниченная пределами состава газа y_1 и y_2 , является интегралом левой части уравнения (16) и для низких значений величины y равняется величине $\frac{k_g'}{G} aV$. Отсюда значения V легко могут быть получены, если известны k_g' , G и a . Для значений y , превосходящих 0,05, величина k_g' не будет постоянной и для расчета должна быть применена другая форма его, которая дается ниже (см. стр. 575).

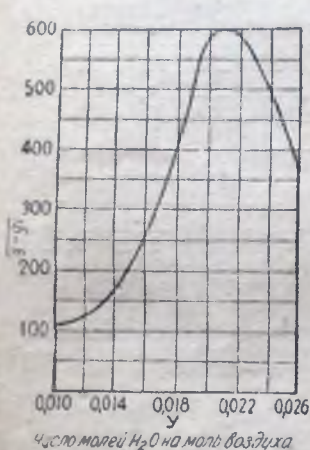


Рис. 14. Диаграмма абсорбционной колонны.—Случай II. Интегрирование для расчета заполненного объема колонны.

Случай 3. Сопротивление обоих пограничных слоев значительно. Случай требует знания значений как k_l' , так и k_g' ; они же во многих системах являются неизвестными. Однако теория этого процесса может быть легко объяснена применением для иллюстрации тех же данных, но при предположении, что сопротивление в обоих пограничных слоях является одного порядка по величине. Обращаясь к рис. 15, необходимо заметить, что ордината, восстановленная вертикально для какого-нибудь частного значения состава жидкости x , дает на кривой B соответствующий состав газа y . Движущие потенциалы обоих слоев относятся между собою так же, как и соответствующие сопротивления этих слоев, т. е. будут изменяться обратно пропорционально проводимости соответствующих пограничных слоев, отсюда

$$\frac{y - y_1}{x_1 - x} = \frac{k_l'}{k_g'}$$

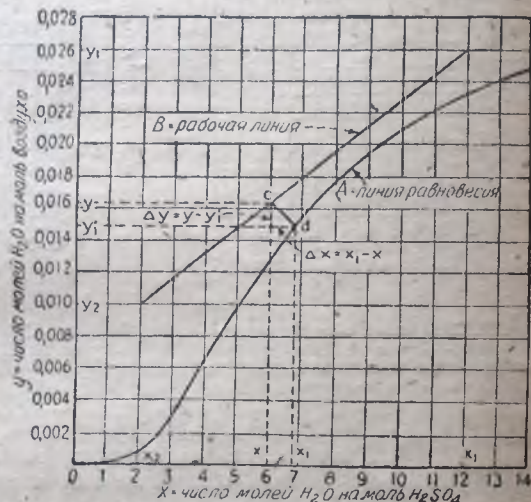


Рис. 15. Диаграмма абсорбционной колонны. Случай III. Сопротивление как жидкого, так и газового слоя незначительно.

или

$$\frac{y - y_1}{x_1 - x} = \frac{k_l'}{k_g'}$$

Линия, проведенная от точки пересечения с этой координаты с кривой B и имеющая тангенс угла наклона, соответствующий отношению $-k_l'/k_g'$, пересекает кривую A в точке d . Вертикальной составляющей этой короткой линии cd является следовательно $y - y_1$, и горизонтальная составляющая равна $x_1 - x$. Продолжая подобное построение, можно получить последовательный ряд соответствующих значений величин y и $y - y_1$ и величин x и $x_1 - x$. Необходимо заметить, что k_l' и k_g' изменяются с изменением концентрации растворенного газа. Первый ряд этих значений может быть применен для интегрирования уравнения (16), если k_g' является постоянной, и второй ряд значений для интегрирования уравнения (15), если k_l' является постоянной. В целях контроля общего расчета следует делать оба эти подсчета.

Преобразование формул для применения k_g и k_l вместо k_g' и k_l' . Необходимо заметить, что при расчете производительности или размера абсорбирующей системы на основе уравнений (15) и (16) пользуются коэффициентами k_l' и k_g' , как было установлено при обсуждении случая 1, в котором сопротивление в пограничном слое газа ничтожно мало, и случая 2, в котором ничтожно мало сопротивление пограничного слоя жидкости. Однако этот коэффициент пограничного слоя газа определяется движущей силой, которая выражена разностью в составе газа в молях поглощаемого газа на моль инертного газа. Подобным же образом коэффициент пограничного слоя жидкости k_l' зависит от разности в составе жидкости, выраженной в молях растворенного газа на моль чистого растворителя. С другой стороны, те немногие коэффициенты, которые можно найти в литературе для коэффициента пограничного слоя газа, выражены в разности парциальных давлений растворенного газа, а для коэффициента пограничного слоя жидкости в разности составов, выраженных в весовых единицах (граммы, килограммы, фунт или моль) растворенного газа на единицу объема (куб. сантиметр, литр или куб. метр) раствора. Когда концентрации поглощаемого газа малы соответственно как в газовой, так и в жидкой фазах, то без большой ошибки можно применить уравнение (16), пользуясь при этом преобразованием значений величины k_g в значения величины k_g' для средней концентрации растворенного газа. Подобным же образом такое преобразование может быть сделано и для определения k_l' из k_l . Однако этот путь может привести к значительной ошибке, когда концентрация поглощаемого газа велика. Приводимые ниже преобразования дают путь применения метода расчета, представленного уравнениями (15) и (16), к случаям, когда имеют место высокие концентрации поглощаемого газа. k_l' [уравнение (15)] выражается в виде

$$k_l' = \frac{\text{моли}}{[\text{час} \times \text{кв. метр} \times (x_1 - x)]}$$

k_l , как приводится в литературе, выражается в следующих единицах:

$$k_l = \frac{\text{моли}}{[\text{час} \times \text{кв. метры} \times (C_1 - C)]}$$

но

$$C = \frac{x M_A \rho_x}{(M_S + x M_A) M_A},$$

где M_A — молекулярный вес растворенного газа, M_S — молекулярный вес растворителя, ρ_x — плотность в килограммах на 1 л раствора концентрации x ,

Следовательно

$$k_l = \frac{\text{моли}}{\text{часы} \times \text{кв. метры}} \left(\frac{x_l \rho_{x_l}}{M_S - x_l M_A} - \frac{x \rho_x}{M_S - x M_A} \right)$$

и

$$\frac{k_l'}{k_l} = \left(\frac{x_l \rho_{x_l}}{M_S - x_l M_A} - \frac{x \rho_x}{M_S - x M_A} \right) \frac{1}{x_l - x}$$

и ρ_{x_l} точно (sensibly) равно ρ_x , так как плотность пограничного слоя жидкости не отличается значительно от плотности соседних внутренних слоев ее. Путем преобразования и упрощения отсюда получается:

$$k_l' = \frac{k_l \rho_x}{M_S \left(1 + x_l \frac{M_A}{M_S} \right) \left(1 + x \frac{M_A}{M_S} \right)}. \quad (18)$$

Подстановкой значения величины k_l' из уравнения (18) в уравнение (13) можно получить

$$L dx = \frac{k_l \rho_x (x_l - x) dV}{M_S \left(1 + x_l \frac{M_A}{M_S} \right) \left(1 + x \frac{M_A}{M_S} \right)}, \quad (19)$$

Преобразование и интегрирование его дает

$$\int_x^{x_l} \frac{\left(1 + x_l \frac{M_A}{M_S} \right) \left(1 + x \frac{M_A}{M_S} \right) dx}{\rho_x (x_l - x)} = \int_V^{\cdot} \frac{k_l a}{L M_S} dV. \quad (20)$$

Уравнение (20) может быть проинтегрировано от принятого значения величины x тем же путем, как и уравнение (15). В этом случае значения выражения

$$\frac{\left(1 + x_l \frac{M_A}{M_S} \right) \left(1 + x \frac{M_A}{M_S} \right)}{\rho_x (x_l - x)}$$

откладываются на оси ординат, а значения величины x на оси абсцисс.

k_g' [уравнение (16)] выражается в виде

$$k_g' = \frac{\text{моли}}{\text{часы} \times \text{кв. метры}} (y - y_l).$$

k_g , как приводимое в литературе, выражается в следующих единицах:

$$k_g = \frac{\text{моли}}{\text{часы} \times \text{кв. метры}} (P - P_l).$$

но

$$P = \frac{\pi y}{1 + y}.$$

Следовательно

$$k_g = \frac{\text{моли}}{\text{часы} \times \text{кв. метры}} \left(\frac{\pi y}{1 + y} - \frac{\pi y_l}{1 + y_l} \right)$$

или

$$\frac{k_g'}{k_g} = \left(\frac{y}{1 + y} - \frac{y_l}{1 + y_l} \right) \frac{\pi}{y - y_l}.$$

Путем преобразования и упрощения отсюда получается

$$k_g' = \frac{\pi k_g}{(1 + y)(1 + y_l)}. \quad (21)$$

Подставляя в уравнение (14) значения величин k' из уравнения (21), можно получить

$$G dy = \frac{\pi k_g (y - y_l) dV}{(1 + y)(1 + y_l)}. \quad (22)$$

Преобразование и интегрирование этого уравнения дают

$$\int_{y_l}^{y_1} \frac{(1 + y)(1 + y_l) dy}{(y - y_l)} = \int_V^{\cdot} \frac{\pi k_g dV}{G}. \quad (23)$$

Уравнение (23) может быть интегрировано тем же путем, как и уравнение (16) от принятого значения величины y . В этом случае значения выражения

$$\frac{(1 + y)(1 + y_l)}{y - y_l}$$

откладываются на оси ординат, а значения величины y — на оси абсцисс.

Линия равновесия — прямая. Если линия равновесия изображается прямой линией или является практически прямой на значительном участке рассматриваемых составов, то расчет сильно упрощается и кроме того в этом случае отпадает необходимость в графическом интегрировании. Поэтому если сопротивление процессу абсорбции газа в какой-нибудь данной точке башни распределяется между двумя пограничными слоями, то сопротивление в газовой фазе находится в том же отношении к сопротивлению в жидкой фазе или к общему сопротивлению также и в любой другой части башни или для любого другого состава жидкости.

Вследствие этого является несущественным, будут ли объем и размеры башины рассчитаны (1) из коэффициента и движущей силы газового пограничного слоя, или (2) из коэффициента и движущей силы пограничного слоя жидкости или (3) из общего коэффициента и общей движущей силы, при условии, что для расчета коэффициентов применяется один и тот же метод. Далее если коэффициенты не зависят от изменения состава газа и жидкости, то отсюда следует, что количество абсорбируемого газа будет пропорционально среднему значению общей движущей силы. К подобному случаю относится следующее уравнение:

$$\frac{dW}{d\theta} = K_G a V \Delta P_{cp}, \quad (24)$$

где

$$\Delta P_{cp} = \frac{\Delta P_1 - \Delta P_2}{\ln \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2}}.$$

Здесь ΔP_{cp} — среднее логарифмическое из разности парциальных давлений,

ΔP_1 — парциальное давление поглощаемого газа в газовой фазе минус равновесное давление растворенного газа над жидкой фазой, на одном конце системы,

ΔP_2 — соответствующая разность на другом конце системы, причем ΔP_1 больше, чем ΔP_2 .

Расчет колонн с колпачковыми тарелками. В некоторых случаях применяются колонны с колпачковыми тарелками. Бывает удобным рассчитывать их производительность методом, аналогичным применяемому при расчете дистилляционных колонн. Такие расчеты основаны на представлении о теоретической, идеально работающей тарелке или равновесной единице (equilibrium unit). Если допустить существование такой идеальной тарелки, то газ, поступающий на эту тарелку снизу, и жидкость, стекающая на нее сверху, будут взаимодействовать на ней с такой полнотой, что жидкость, стекающая с этой тарелки, и газ, поднимающийся с нее, находятся в равновесии друг с другом. Для расчета можно допустить, что вся колонна состоит из некоторого числа таких идеальных тарелок. Рассчитанная эффективность такой теоретической колонны может быть сравнена с эффективностью какой-нибудь реальной колонны, состоящей из тарелок, на которых равновесие жидкости с газом для каждой данной тарелки не достигается. Если реальная колонна содержит например 16 тарелок, а теоретическая колонна для получения той же эффективности должна была бы иметь всего 12 тарелок, то к. п. д. тарелки этой реальной колонны будет равняться $12/16$, т. е. 0,75. Рис. 16 показывает схему одной такой колонны, которую можно рассматривать состоящей из некоторого числа подобных равновесных идеальных тарелок. Какая-то из этих тарелок может быть обозначена тарелкой n и следующая сверху тарелка будет тогда обозначаться, как $n+1$. Материальный баланс газа, способного абсорбироваться, может быть теперь составлен для той части колонны, которая лежит ниже линии раздела, проходящей между тарелками n и $n+1$. Этот баланс дает, что

$$G_1 y_1 + L_{n+1} x_{n+1} = L_1 x_1 + G_n y_n, \quad (25)$$

или, так как скорость изменения величин G и L постоянна по всей колонне, то

$$G y_1 + L x_{n+1} = L x_1 + G y_n, \quad (26)$$

и следовательно

$$y_n = \frac{L}{G} x_{n+1} + \left(y_1 - \frac{L}{G} x_1 \right). \quad (27)$$

Уравнение (27) представляет прямую линию и очевидно выражает соотношение между составом пара, поднимающегося с какой-то теоретической тарелки, и составом жидкости, находящейся на ней или поступающей на нее со следующей теоретической тарелки, лежащей выше. Линия, определяемая уравнением (27), построена на рис. 17.

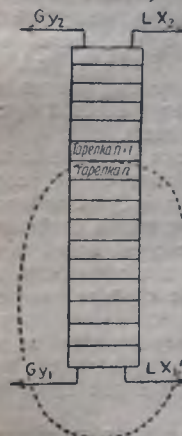


Рис. 16. Диаграмма колонны для абсорбции газов, состоящей из равновесных тарелок.

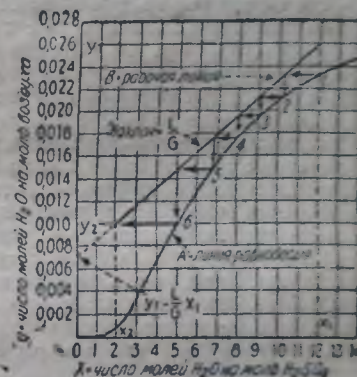


Рис. 17. Диаграмма для расчета числа теоретических тарелок в колпачковой колонне.

Там отложена также и кривая равновесия для этой системы для данных условий температуры и давления. Сравнение линии, определяемой уравнением (26), с линией, определяемой общим балансом абсорбируемого газа, входящего в колонну и выходящего из нее, с очевидностью показывает, что обе они совпадают. Следовательно, как показывает уравнение (27), рабочая линия может быть построена путем нанесения прямой, проходящей через следующие две точки: одной точки, соответствующей составу входящего газа и выходящей жидкости, и второй точки, соответствующей составу выходящего газа и входящей жидкости.

Для определения по рис. 17 числа необходимых теоретических тарелок можно начать с абсциссы x_1 , которая соответствует составу жидкости, выходящей с такой теоретической колонны. Проводя через эту точку прямую вертикально до линии равновесия, получаем ординату y , которая соответствует составу газа, выходящего с тарелки, если, как было допущено, она является теоретической, т. е. на ней достигается равновесие. На рабочей линии эта же ордината

дает состав жидкости на второй тарелке. Пересечение линии этого состава жидкости с кривой равновесия дает состав пара на второй тарелке. Продолжая это построение до тех пор, пока будет достигнут состав пара равный или меньший, чем состав пара, который может выходить из колонны, т. е. равный или меньший, чем y_2 , можно определить графическим путем число необходимых теоретических тарелок. В частности на диаграмме рис. 17 число необходимых тарелок определяется равным 6. Если к. п. д. равен 75%, то число необходимых реальных колпачковых тарелок равно $6:0,75 = 8$.

В прошлом этот метод обычно применяли для определения необходимой высоты работающей части башни с насадкой. В этом случае вместо определения к. п. д. тарелки применяют в качестве единицы для сравнения реальной колонны с теоретической такую высоту работающей части ее, которая по разделяющей способности является эквивалентом одной теоретической тарелки. W. A. Peters [Ind. Eng. Chem. 14, 476 (1922)] при рассмотрении дистилляционных колонн называет эту высоту „высотой, эквивалентной одной теоретической тарелке“ (H. E. T. P. — „height equivalent to a theoretical plate“).

Коэффициент полезного действия одной тарелки в случае колонны с колпачковыми тарелками или высота, эквивалентная одной теоретической тарелке в случае башни с насадкой, очевидно будет изменяться с изменением любого из факторов, которые влияют на коэффициенты поверхностных слоев. Для применения метода теоретической тарелки к расчету необходимых размеров аппаратуры для абсорбции необходимо знать к. п. д. тарелки или высоту, эквивалентную теоретической тарелке для данных газа и жидкости в условиях соответствующих скоростей и концентраций их и при данных температурах и давлениях. Тем не менее этот метод полезен и вполне оправдал себя многократным применением его для расчетов разделяющей способности дистилляционных колонн.

Отгонка или десорбция. Этот процесс является процессом обратным абсорбции и заключается во введении жидкости, содержащей растворенный газ, в соприкосновение с инертным или нерастворенным газом с целью отгонки или выдувания (stripping) растворенного газа из жидкости. Как при абсорбции, так и в этом случае обычно применяют противоток жидкости и инертного газа. Аппаратура, применяемая для абсорбции, также пригодна и для десорбции. То же относится и к теории десорбции, хотя в этом случае движущий потенциал будет обратным, т. е. концентрация растворенного газа внутри жидкости будет больше, чем на границе раздела, и парциальное давление растворенного газа на границе раздела будет больше, чем внутри газовой фазы. Вследствие этого, в то время как на рис. 11—17, относящихся к процессу абсорбции, рабочая линия лежит выше линии равновесия, в случае процесса отгонки рабочая линия будет лежать ниже кривой равновесия. Подобно тому, как низкие температуры и высокие давления являются предпочтительными для абсорбции, для процесса отгонки — десорбции благоприятны высокие температуры и низкие давления.

Отгонка находит применение в промышленности извлечения газа из природного газа. Природный газ для поглощения углеводородов от пропана до гексана и более тяжелых, которые могут быть использованы в газолине, обрабатывается в противотоке абсорбцион-

ным маслом. При этом частично растворяются также и более легкие компоненты, причем относительное количество их зависит от состава газа и условий работы. Масло, идущее с абсорбционной колонны, обычно подвергается отгонке растворенных в нем газов путем пропуска его в перегонный куб через колонну сверху вниз. В находящемся в перегонном кубе масле при этом выпускается острый пар и кроме того оно может одновременно подвергаться также внешнему обогреву. Другие важные применения подобных комбинированных и тесно связанных между собой процессов абсорбции и отгонки встречаются при извлечении легкого масла (бензол, толуол и т. п.) из коксового газа и при рекуперации летучих промышленных растворителей.

Данные о скоростях абсорбции. Имеющиеся данные относительно скоростей абсорбции для всего пограничного слоя и для отдельных пограничных слоев газовой и жидкой фаз оставляют желать еще много лучшего. Во многих случаях можно заметить большое разногласие данных, которое не всегда может быть объяснено простой разницей в оборудовании, на котором эти данные были получены. Те коэффициенты, которые в настоящее время известны, приводятся в следующей части этого отдела. Применение этих коэффициентов в условиях, отличных от имевших место на аппаратуре, в которой они были определены, требует большой осторожности.

Влияние скорости газа на коэффициенты газового пограничного слоя (см. также отд. II — „Теплопередача“). В общем коэффициент газового пограничного слоя будет изменяться прямо пропорционально степени 0,8 скорости газа [Haslam, Hershey и Keen, Ind. Eng. Chem. 16, 1224 (1924)]. Это было подтверждено также работами Гринволта [Greenwalt, Ind. Eng. Chem. 18, 1291 (1926)], который нашел, что при входных соплах (nozzles), вызывающих различное сопротивление, коэффициент абсорбции изменяется пропорционально степени 0,4 падения давления газа при прохождении его через этот аппарат. Это количественно одно и то же. В самом деле, падение давления газа при прохождении его через канал постоянного сечения дается уравнением Фаннинга¹:

$$\Delta P' = \frac{f' L' u^3 \rho}{2gm},$$

где $\Delta P'$ — падение давления вследствие трения, выраженное в кг/м²,

f' — коэффициент трения,

L' — длина канала в метрах,

u — средняя скорость среды (жидкости) в м/сек,

ρ — плотность среды в кг/л,

g — ускорение силы тяжести, равное 9,81 м/сек²,

m — гидравлический радиус.

Когда газ находится в турбулентном движении, то хотя коэффициент трения f' является функцией величины $m\rho u$, но сам коэффициент f' не сильно изменяется с изменением средней скорости u газа. Следовательно в первом приближении $\Delta P'$ изменяется прямо пропорционально квадрату скорости газа. Если коэффициент абсорбции изме-

¹В. Уокер, В. Льюис, В. Мак-Адамс, Типовая химическая аппаратура, стр. 79, Ленинград 1933.

яется, как степень 0,4 падения давления, то он будет изменяться прямо пропорционально степени 0,8 скорости газа.

Теоретическое рассмотрение вопроса о соотношении между абсорбцией и трением среды дано Colburn [Ind. Eng. Chem. 22, 967 (1930)].

Влияние скорости жидкости на коэффициент пограничного слоя жидкости. Необходимо различать общую величину поверхности загруженной в башню насадки и активную поверхность ее, которая представляет собой величину поверхности соприкосновения между жидкой и газовой фазами. Когда скорость жидкости мала, то значительная доля поверхности насадки не может быть непрерывно орошаемой свежими порциями жидкости и таким образом не играет активной роли. Увеличение скорости жидкости будет повышать ту долю поверхности насадки, которая является активной, и будет следовательно увеличивать кажущийся коэффициент жидкого поверхностного слоя, если, как это обычно делается, общую поверхность соприкосновения принять постоянной. Van Arsdell [Trans. Amer. Inst. Chem. Eng. 14, 391 (1921 — 1922)] нашел, что увеличение скорости жидкости относительно скорости газа вызывает возрастание коэффициента до тех пор, пока не будет достигнута некоторая „критическая“ скорость, после чего дальнейшее ее увеличение имеет уже слабый эффект. В общем, если главное сопротивление представляет пограничный слой жидкости, то изменение скорости последней от малых к большим скоростям вызывает значительные изменения в абсорбционном коэффициенте, причем этот эффект наиболее сильно сказывается при малых скоростях жидкости.

Влияние температуры на коэффициенты пограничных слоев. Повышение температуры вызывает увеличение коэффициентов пограничного слоя жидкости как вследствие увеличения диффузии, так и вследствие уменьшения вязкости жидкости. Haslam, Hershey и Keap [Ind. Eng. Chem. 16, 1224 (1924)] в результате произведенного ими изучения процессов абсорбции SO_2 и NH_3 водой пришли к заключению, что для этих систем k_L пропорционален $T^{1,4}$, где T — абсолютная температура. Температура сильно влияет на вязкость жидкости и обычно, хотя и в меньшей степени, на плотность жидкости. При этом коэффициент пограничного слоя жидкости является функцией отношения плотности к вязкости и по крайней мере для систем SO_2 — вода и NH_3 — вода эта зависимость выражается соотношением $k_L = d(s/z)^{2/3}$, где s — удельный вес, z — вязкость пограничного слоя жидкости и d — константа.

Можно ожидать, что в отношении коэффициентов газового пограничного слоя повышение температуры будет иметь обратный эффект, т. е. будет уменьшать эти коэффициенты, так как вязкость газа с повышением температуры увеличивается, а плотность уменьшается. Оба эти изменения должны вызывать понижение величины коэффициента k_g . Haslam, Hershey и Keap в той же статье дают формулу

$$k_g = C'u^{0,8}T^{-1,4} \quad (28)$$

$$k_g = C''u^{0,8}d(s/z)^{1/3} \quad (29)$$

где u — скорость газа, T — абсолютная температура, C' и C'' — константы, s — удельный вес и z — вязкость газового пограничного слоя.

Значение константы C'' зависит конечно от вида поглощаемого и инертного газов. Так как главное влияние на величину k_L при изменении поглощаемого газа происходит через изменение диффузионной способности (diffusivity) поглощаемого газа через газовый пограничный слой и так как молекулярная диффузионная способность для всех поглощаемых газов в близких условиях бывает приблизительно одна и та же, то в величинах, принятых в этом отделе, коэффициент k_g для близких газов при одинаковых условиях температуры, скорости и концентрации, как и следует ожидать, будет иметь одинаковые значения. Арнольд [Arnold, Ind. Eng. Chem. 22, 1091 (1930)] составил таблицы диффузионной способности и установил соотношение между ними в одном уравнении.

Данные, которые являются известными, будут приведены в таблицах коэффициентов абсорбции. В тех случаях, когда данные известны или могут быть получены с достаточной точностью с помощью простых экспериментов, действительно определенные значения коэффициентов предпочтительнее значений, полученных экстраполированием с помощью данных для других систем.

III. КОЭФИЦИЕНТЫ АБСОРБЦИИ

Влияние перемешивания на коэффициенты абсорбции. Относительно единиц измерения см. стр. 564 и стр. 544—545. Уайтман и Дэвис [Whitman и Davis, Ind. Eng. Chem. 16, 1233 (1924)] сообщают следующие значения коэффициентов K_G и K_L для абсорбции различных газов. В этих определениях как газ, так и жидкость перемешивались пропеллерной мешалкой, делающей 60 об/мин (табл. 30).

Таблица 30

Влияние перемешивания на абсорбционные коэффициенты

Система	Температура в °C	K_G	K_L	K_G/K_L
Кислород в воде	22	0,00044	0,034	0,00044
Двуокись серы в воде	20	0,073	0,037	0,073
Аммиак в воде	20	0,53	0,063	0,53
Хлористый водород в воде	28	1,12	0,025	1,12
Аммиак в 2,5 N HCl	28	1,42	—	—

Льюис и Вайтман [Lewis и Whitman, Ind. Eng. Chem. 16, 1215 (1924)] приводят следующие данные о влиянии перемешивания на величину коэффициента газового пограничного слоя при комнатной температуре (табл. 31).

Таблица 31

Влияние перемешивания на абсорбционные коэффициенты

Перемешивание (об/мин)	Газ	Исследователь	k_L	Рассчитанная толщина погр. слоя в см
(в покое)	O_2, N_2	Adeney и Becker	0,064	0,0170
60	O_2	Davis	0,54	0,00201
150	O_2, N_2	Becker	0,78	0,00129
250	CO_2	Bohr	1,22	0,00089
1 000	O_2, N_2	Becker	2,39	0,00046

Коэффициенты абсорбции водяного пара серной кислотой. Гринволт [Greenewalt, Ind. Eng. Chem. 12, 1291 (1926)], изучая экспериментально абсорбцию водяного пара из воздуха 75% ной H_2SO_4 при температуре около 20° в колонне с орошаемыми стенками диаметром 5 см и высотой 68 см, определил коэффициенты с различными типами входных сопел. В случае сопел Вентури, которые в наибольшей возможной степени элиминируют эффект входа, данные для противотока при скорости газа, большей 0,1 м/сек, приводят к уравнению

$$K_G = 1,88u^{0,8}.$$

Другие типы сопел дают более высокие значения коэффициентов, но было найдено, что все они могут быть связаны вместе следующей формулой

$$K_G = 1,12F^{0,4},$$

где F — падение давления газа при прохождении его через сопла в башню и через башню, выраженное в мм рт. ст. Были испытаны различные сопла и очевидно, что при больших скоростях большая часть абсорбции происходит вблизи сопел. В то время как данные Гринволта охватывают область от $K_G = 0,281$ до 5,6 при значениях F от 0,03 до 50 мм рт. ст., для общего случая более надежно применять только низшие значения, поскольку влияние входа не будет доминировать при работе на башне производственных размеров. Кроме того всякое сопротивление трения, соответствующее высоким значениям коэффициента K_G , может быть неприемлемо с точки зрения стоимости.

Коэффициенты абсорбции аммиака. Baker [Chem. Met. Eng. 22, 173 (1920)], изучая экспериментально абсорбцию NH_3 водой с помощью распылителя „SECO“, получил результаты, которые могут быть следующим образом выражены в величинах к. п. д. теоретической тарелки.

К. п. д. тарелки в процентах равен $100-2,55G'$, где G' равно числу куб. метров инертного газа в минуту.

Распылитель состоял из диска диаметром 30 см, вращавшегося со скоростью 1800 об/мин. в кожухе диаметром 61 см. Вода направлялась на диск и откидывалась им в стороны в виде мелких капель. Температура была около 20°. Нормальная скорость разбрызгивания

была $G' = 8,50$ м³/мин. Концентрация поглощаемого газа аммиака газовой, так и в жидкой фазе была низкая.

Haslam, Hershey и Keam [Ind. Eng. Chem. 36, 1794 (1944)], работая с башней с орошаемыми стенками, получили для абсорбции NH_3 водой величины абсорбционных коэффициентов, которые могут быть представлены следующими формулами:

$$\text{или } k_1 = 8130u^{0,8}T^{-1,4} \quad (31)$$

$$k_2 = 19,8u^{0,8} \left(\frac{s}{z}\right)^{2,3} \quad (32)$$

$$\text{или } k_1 = 0,52 \cdot 10^{-4}T^4 \quad (33)$$

$$k_1 = 0,366 \left(\frac{s}{z}\right)^{2,3} \quad (34)$$

где u — скорость газа в м/сек.

T — абсолютная температура в °K.

s — удельный вес слоя,

z — вязкость слоя в сантипуазах.

Эти опыты охватывают участок температур от 10 до 50° C и скоростей газа от 0,015 до 0,4 м/сек. Соответствующие им величины общих коэффициентов K_G и K_L для NH_3 даны непосредственно в табл. 32.

Таблица 32

Общие коэффициенты абсорбции аммиака водой

Скорость газа в м/сек	K_G			K_L		
	10° C	30° C	50° C	10° C	30° C	50° C
0,43	1,71	1,51	1,32	0,018	0,007	0,005
0,30	1,32	1,17	1,03	0,014	0,007	0,005
0,18	0,83	0,78	0,68	0,009	0,005	0,004
0,06	0,34	0,29	0,24	0,0034	0,002	0,001
0,015	0,10	0,10	0,10	0,0012	0,001	0,001

Наиболее полной работой по абсорбционным коэффициентам аммиака является несомненно работа Kowalke, Hougen и Watson (Transfer Coefficients of Ammonia in Absorption Towers, Bull. University of Wisconsin Eng. Exp. Sta., Ser. 68, июнь 1925). Они приводят следующие значения коэффициентов, взятые из имеющейся литературы.

Для абсорбции аммиака на тарельчатой колонне:

$$K_G = 10,00G''(1 + 0,0035L'') \quad (35)$$

где L'' — скорость воды в кг/мин на 1 м² площади поперечного сечения пустой колонны, изменяющаяся от 14,6 до 92,7 кг и G'' — скорость воздуха, изменяющаяся от 5 до 14,6 кг/мин на 1 м² площади поперечного сечения башни. Эти же буквенные обозначения остаются и в следующих ниже формулах.

Для абсорбции аммиака в лабораторной промышленности:

$$K_G a \approx 33,5 G'' \quad (35)$$

Для абсорбции аммиака на колонне с колпачковыми тарелками (bubble-plate column):

$$K_G a = 168 \text{ при скорости газа в } 0,15 \text{ м/сек.} \quad (36)$$

Те же авторы определили в своих опытах следующие коэффициенты для абсорбции аммиака водой при указываемых ниже условиях.

Для колонны с кварцевой насадкой:

$$K_G a = 42\,900 [1 - 0,79 (10^{0,0041 L''})] \left[\frac{G''}{31 G'' + 1435} + 0,00033 \right] \quad (37)$$

Размер кварцевой насадки был таков, что она проходила через сито 4,4 см и оставалась на сите 3,2 см.

Поверхность насадки a равна 100 м^2 на 1 м^3 .

L'' — изменялась от 1,0 до 50,0.

G'' — изменялась от 0,5 до 20.

P_g — изменялось от 0,001 до 0,2 ат.

Температура жидкости была около 21°C , газа — от 24 до 30°C .

Для колонны без заполнения (простая камера с разбрызгиванием):

$$K_G a = 42\,900 \left[1 - \left(\frac{1}{0,041 G'' + 1,0} \right) 10^{-0,0328 L''} \right] (0,000246 G''^{0,69} + 0,00007), \quad (38)$$

Разбрызгивающие сопла „Vermorel“.

L'' — изменялась от 2,5 до 60,0.

G'' — изменялась от 3,6 до 10,0.

P_g — изменялось от 0,0005 до 0,2 ат.

Температура жидкости была около $10,00^\circ \text{C}$; газа — около $15,5^\circ \text{C}$.

Для керамиковой насадки № 1:

$$K_G a = 42\,900 [1 - (0,755) \cdot 10^{0,00615 L''}] (0,00024 + 0,000608 G''^{0,84}). \quad (39)$$

Насадка состояла из глазурированных керамических цилиндров диаметром и высотой 10 см с четырьмя радиальными внутренними перегородками.

L'' — изменялась от 4,0 до 65.

G'' — изменялась от 4,0 до 20.

P_g — изменялось от 0,0005 до 0,2 ат.

Температура жидкости была около $15,5^\circ \text{C}$, газа — от $15,5$ до 27°C .

Поверхность насадки a равна 72 м^2 на 1 м^3 .

Для керамиковой насадки № 2:

$$K_G a = 42\,900 [1 - (0,88) \cdot 10^{-0,0287 L''}] \left(\frac{G''}{185 G'' + 2490} + 0,0001 \right). \quad (40)$$

Насадка состояла из глазурированных керамических цилиндров диаметром и высотой 7,61 см с рифленой внешней поверхностью и спиральным выступающим приспособлением на внутренней поверхности

L'' — изменялась от 2,0 до 54,0.

G'' — изменялась от 0,4 до 20.

P_g — изменялось от 0,001 до 0,014 ат.

Температура жидкости была около 21°C ; газа — от 18 до 30°C .

Поверхность насадки a равна 100 м^2 на 1 м^3 .

Для колонны с деревянной решетчатой насадкой:

$$K_G a = 42\,900 \left[1 - \left(\frac{1}{1,1 + 0,082 G''} \right) 10^{0,0018 L''} \right] \left(\frac{G''}{135 G'' + 3123} + 0,00016 \right). \quad (41)$$

Заполнение было из пропарафиненных деревянных решеток.

L'' — изменялась от 2,5 до 60,0.

G'' — изменялась от 0,4 до 20.

P_g — изменялось от 0,001 до 0,16 ат.

Температура жидкости была около 21°C ; газа — от 18 до 31° .

Поверхность насадки a равнялась 105 м^2 на 1 м^3 .

Kowalke, Hougden и Watson находят более удобный применять коэффициент $K_G a$, чем коэффициент K_G . Они установили следующие

Действительная общая поверхность башенных насадок не имеет прямого отношения к скорости абсорбции. Наиболее эффективным является тот тип насадки, который вызывает наибольшее перемешивание воздуха на поверхности соприкосновения его с водной поверхностью и который дает наивысшую степень распределения. Податливость поверхности в насадке определяет скорость абсорбции в большей степени, чем величина поверхности ее.

Whitman, Long и Wang [Ind. Eng. Chem. 18, 363 (1926)] дают коэффициент абсорбции аммиака из воздуха падающими каплями воды.

$$K_G = 12,97$$

для периода свободного падения и

$$K_G = 25,4$$

для случая, когда абсорбция, протекающая в период образования капли из капиллярного наконечника (5 сек.), была учтена вместе с абсорбцией, происходящей во время падения. Среднее давление NH_3 в газовой фазе было 0,4 ат и над жидкостью 0,005 ат. Температура была около 20°C и общее давление 1 ат.

Так как в этом случае главное сопротивление представляет газовый пограничный слой, то падающие капли должны были дать высокий коэффициент.

Monawesk и Baker [Trans. Amer. Inst. Chem. Eng. 22, 163 (1929)] дают значение коэффициента K_G , полученного при абсорбции водой аммиака из смеси его с воздухом. В некоторых опытах жидкость перемешивалась мешалкой, которая не нарушала поверхности жидкости, в других опытах жидкость была предоставлена только естественной конвекции, т. е. была в покое. Газовая фаза находилась в покое в состоянии во всех опытах. Было найдено, что коэффициент изменяется со временем соприкосновения двух фаз на протяжении до 1,5 мин., в течение которого достигается соответствующее постоянное значение его. Полученные растворы аммиака были разбавленные (меньше чем 1%). Пересчет этих данных приводится в табл. 33.

Таблица 33

Общие коэффициенты абсорбции аммиака водой. Абсорбция водой NH_3 из смеси его с воздухом (содержание NH_3 в воде меньше 1%)
Температура 20°С

Время соприкосновения газа и жидкости в сек.	Жидкость перемешивается		Жидкость не перемешивается	
	100%-ной NH_3 в газовой фазе K_G	Меньше 90% NH_3 в газовой фазе $K_G (P_B)_{\text{ср}}$	100%-ной NH_3 в газовой фазе K_G	Меньше 90% NH_3 в газовой фазе $K_G (P_B)_{\text{ср}}$
10	1,34	0,235	0,616	0,200
40	1,34	0,088	0,366	0,078
90 или дольше	1,34	0,039	0,200	0,054

Hanks и McAdams [Ind. Eng. Chem. 21, 1034 (1929)], работая с колонной с орошаемыми стенками диаметром 5 см и высотой 81 см, определили коэффициенты абсорбции аммиака водой при 20°С при атмосферном давлении ($P_{\text{нач}} = 0,10 \text{ ат}$) из различных инертных газов (водород, воздух и бутан).

Было найдено, что сопротивление абсорбции заключается целиком в газовом пограничном слое. Его значения приведены в табл. 34.

Таблица 34

Влияние концентрации и природы инертного газа на общие коэффициенты абсорбции аммиака водой

Весовая скорость газовой смеси в кг в сек. на кв. м площади поперечного сечения башни	K_G	Весовая скорость газовой смеси в кг в сек. на кв. м площади поперечного сечения башни	K_G
аммиак	водород	аммиак	воздух
0,00454	0,269	0,103	0,464
0,0049	0,274	0,151	0,5-6
0,0078	0,347	0,205	0,723
0,0127	0,391	0,259	0,904
0,0200	0,655		
0,0249	0,855		
аммиак	воздух	аммиак	бутан
0,019	0,239	0,107	0,342
0,064	0,308	0,122	0,366
0,093	0,366	0,195	0,430
		0,293	0,684
		0,415	0,816

Коэффициенты абсорбции хлористого водорода водой. Н. Е. Fritz и J. E. Withrow [Trans. Amer. Inst. Chem. Eng. (Pt. I) 15, 217 (1923)] в результате произведенного ими изучения абсорбции газообразного HCl водой на промышленной абсорбционной установке

Коэффициенты абсорбции

Таблица 35
Данные об абсорбции HCl водой в турбидлах
Абсорбция хлористого водорода в абсорбционной системе Vitreosil

Газ и U-образном сосуда (конц. HCl в %)	Абсорберы				Выходящий газ (конц. HCl в %)	Выход кислоты за операцию в кг	Уд. в. при 20°С	Используемая абсорбционная поверхность в м ²	Выход кислоты уд. в. 1,175 при 20°С в кг/час на 1 м ²	Абсорбировано HCl в кг/час на 1 м ² (при норм. усл.)
	1	2	3	4						
97	94	12	00	00	00	40,0	1,180	0,266	22,57	8,5341
68	65	20	00	00	00	49,9	1,152	0,327	21,33	7,3125
		мен						мен	мен	мен
		30						0,369	19,92	6,2534
47	45	22	00	00	00	40,4	1,175	0,433	16,65	5,4186
35	34	17	00	00	00	40,4	1,175	0,588	11,53	3,9126
00	13	8	00	00	00	40,8	1,175	0,694	9,16	2,864

Среднее давление в системе — атмосферное, минус 6 мм.
Средняя температура газа, кислоты и U-образной трубки, 20°С.
Средняя температура поступающей на абсорбцию воды, 20°С.
Средняя температура выходящей кислоты, 30°С.
Средняя температура охлаждающей воды, 15°С.
Абсорбционная поверхность — площадь поверхности при 100°С.
Абсорбционная вода была насыщена хлоридом.

из плавленого кварца (Tyler fused quartz или „Vitreosil“), состоящей из четырех S-образных абсорберов, дают следующие данные, приведенные в табл. 35. U-образный сосуд, указанный в таблице, служил в качестве сборника для образующейся кислоты и как средство для введения газов в первый абсорбер. Газ и жидкость проходили через абсорберы встречным током.

S. L. Tyler [Trans. Amer. Inst. Chem. Eng. 17, 75 (1925)] дает для одной системы Tyler или „Vitreosil“ для HCl производительность при средних условиях равной 14,6 кг сухого HCl, абсорбируемого на 1 м² абсорбирующей поверхности жидкости в 1 час. Данные для расчета коэффициентов при этом не приводятся.

Коэффициенты абсорбции сернистого газа водой. Haslam, Ryan и Weber [Trans. Amer. Inst. Chem. Eng. 15, 177 (1923)] исследовали абсорбцию SO₂ из печных газов водой в башне диаметром 20 см и высотой 76 см. Она применялась как башня с орошаемыми стенками, как камера с разбрызгиванием и как колонна с насадкой. Температура была от 12,7 до 15,5° С, концентрация SO₂ во входящем газе была от 7,5 до 90% и концентрация в образующемся растворе от 0,2 до 0,8%.

Их результаты могут быть суммированы в следующих формулах:

Башня с орошаемыми стенками:

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{0,0085}{u^{0,8}} + 0,073. \quad (42)$$

Башня с разбрызгиванием:

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{0,0036}{u^{0,8}} + 0,0073. \quad (43)$$

Кокс 1" (2,5 см):

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{0,0034}{u^{0,8}} + 0,0187. \quad (44)$$

Кокс 3" (7,5 см):

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{0,00176}{u^{0,8}} + 0,035. \quad (45)$$

Haslam, Hershey и Kean [Ind. Eng. Chem. 16, 1224 (1924)], работая на башне с орошаемыми стенками, получили значение коэффициентов для абсорбции SO₂ водой, которые могут быть представлены следующими формулами:

$$k_g = 7036 u^{0,8} T^{-1,4}, \quad (46)$$

или

$$k_g = 17,4 u^{0,8} \left(\frac{s}{z}\right)^{2/3}, \quad (47)$$

$$k_l = 0,52 \cdot 10^{-8} T^4, \quad (48)$$

или

$$k_l = 0,366 \left(\frac{s}{z}\right)^{2/3}. \quad (49)$$

где u — скорость газа в м/сек,

T — абсолютная температура в °К,

s — удельный вес слоя,

z — вязкость слоя в сантипуазах.

В этих опытах температура изменялась на участке от 10 до 30° С и скорость газа от 0,015 до 0,43 м/сек. Полученные или вычисленные общие коэффициенты K_G и K_L для SO₂ приводятся в табл. 36.

Таблица 36

Общие коэффициенты абсорбции SO₂ водой

Скорость газа в м/сек	K_G			K_L		
	10° С	30° С	50° С	10° С	30° С	50° С
0,43	0,54	0,415	0,303	0,196	0,20	0,43
0,30	0,49	0,366	0,273	0,177	0,27	0,306
0,18	0,39	0,308	0,229	0,140	0,28	0,24
0,06	0,225	0,190	0,156	0,076	0,137	0,119
0,015	0,088	0,078	0,068	0,050	0,06	0,084

Коэффициенты абсорбции углекислого газа водой. Из работы Бора [Bohr, App. Physik 68, 500 (1899)] о скорости абсорбции углекислого газа водой можно рассчитать значение коэффициента $K_L = 0,076$. В опытах Бора углекислый газ проходил над поверхностью воды, которая перемешивалась.

Ledig и Weaver [Journ. Amer. Chem. Soc. 46, 650 (1924)] абсорбировали углекислый газ из маленьких пузырьков газа, применяя в качестве абсорбента воду, свободную от углекислоты. В примененном ими аппарате пузырек газа стремился подняться через стекающий вниз ток жидкости, но скорость последнего была так подобрана, чтобы поддерживать пузырек на стационарном уровне. Опыты проводились при 25° С. Значение общего коэффициента, рассчитанное из этих опытов, составляет $K_L = 0,914$.

Whitman, Long и Wang [Ind. Eng. Chem. 18, 363 (1926)] произвели изучение абсорбции углекислого газа падающими каплями воды. Капли эти получались на конце капиллярной трубки и падали в атмосфере чистого углекислого газа около 50 см. В период образования капли было получено значение коэффициента $K_L = 0,0412$, но в период падения капли наблюдались гораздо более высокие скорости и было получено значение коэффициента $K_L = 2,60$.

Monawesk и Baker (Thesis, University of Michigan 1927) изучали скорость абсорбции углекислого газа из смеси его с воздухом, применяя в качестве абсорбента воду. Жидкость перемешивалась мешалкой, которая не образовывала разрыва поверхности жидкости. Газовая фаза не перемешивалась. Эти опыты проводились при 20° С и общем давлении в 1 ат. При этом были получены следующие значения коэффициента K_T (табл. 37).

Таблица 37

Общие коэффициенты абсорбции
 CO_2 водой

Объемный % CO_2 (на сухой)	K_L
100	0,098
50	0,088
25	0,079

Davis и Crandall [Journ. Amer. Chem. Soc. 52, 3757 (1930)] сообщили о произведенных ими измерениях скорости абсорбции углекислого газа водой. Газообразная углекислота приводилась в соприкосновение с поверхностью воды, перемешиваемой внутри. Температура была 25°C . Из этих данных было рассчитано значение коэффициента $K_L = 0,107$.

Скорость абсорбции углекислого газа щелочными растворами. Определение скорости абсорбции газа жидкостью, с которой он реагирует химически, представляет большие трудности. В таких системах скорость абсорбции зависит также от некоторых переменных, которые недостаточно учитываются обычной теорией двойного пограничного слоя. До какой степени отклоняются от требований обычной теории двойного слоя те случаи, когда происходит химическая реакция, иллюстрируется опытами, проведенными Davis и Crandall [Journ. Amer. Chem. Soc. 52, 3757 (1930)]. Эти исследователи нашли, что скорость абсорбции углекислого газа непрерывно перемешиваемым 12-молярным раствором едкого кали в 3 раза больше, чем таковая при перемешивании его со скоростью вращения мешалки в 400 об/мин. Скорость происходящей химической реакции, количества выделяемого при реакции тепла, скорость диффузии участвовавших в реакции продуктов в зону реакции и из нее и другие возможные факторы — все это играет роль в установлении той или иной скорости абсорбции. Но пока теория абсорбции для случаев, когда происходит химическая реакция, не будет разработана более полно, не представляется возможным дать коэффициенты, которые могли бы быть применены при широко изменяющихся условиях. Абсорбция углекислого газа щелочными растворами настолько часто применяется в практике химической промышленности, что имеющиеся результаты немногих прямых измерений скорости абсорбции этого газа приведены здесь.

Уайтман и Дэвис [Whitman и Davis, Ind. Eng. Chem. 18, 265 (1926)] сообщают о серии опытов, в которых растворы карбоната натрия применялись для абсорбции углекислого газа из дымовых газов. Абсорбция проводилась в колонне с 15 тарелками, имеющими по одному колпачку на тарелке. Колонна имела диаметр 20 см, и тарелки были расположены на расстоянии 15 см одна от другой.

Диаметр колпачков был 10 см и высота 5 см. Сорок восемь вертикальных прорезов (slot) высотой в 2,5 см и шириной 0,3 см были расположены по вертикальному борту колпачка, причем для

сообщения жидкости тангенциального движения на более удобную спиральную форму. Эти прорезы были погружены в жидкость приблизительно на 2,5 см. Обрабатываемые дымовые газы содержали около 15% углекислого газа и вводились в основание колонны со скоростью от 60 до 220 л/мин (влажный газ при нормальных условиях 760 мм и 0°C). Щелока, поступающие в верх колонны, были приблизительно 1,7 N, считая на натрий, и были превращены в форму бикарбоната примерно на 35%. (В большинстве опытов щелока, выходящие внизу колонны, были переведены в форму бикарбоната на 16—18%). Щелока подавались в колонну с постоянной скоростью в 1,25 г/мин. Опыты были проведены при температурах в интервале от 27 до 84°C и при скоростях газа от 67 до 210 л/мин (влажный газ при 760 мм и 0°C). Результаты этих опытов приведены в табл. 38.

Таблица 38

Данные об абсорбции CO_2 растворами карбоната натрия в колонне с 15-колпачковыми тарелками

Температура в $^\circ\text{C}$	Скорость газа (в норм. условиях влажного) в л/мин	Моль CO_2 абсорбированного в 1 час на одну тарелку
27,8	0,0742	0,000604
42,2	0,1320	0,000875
50,0	0,1923	0,001235
55,0	0,1592	0,001185
60,0	0,1861	0,001640
60,0	0,2110	0,001385
60,5	0,1331	0,001385
60,5	0,0867	0,000938
63,5	0,0674	0,000898
84,3	0,1838	0,000995

На основании этих данных Уайтман и Дэвис приходят к заключению, что при прочих равных условиях скорость абсорбции пропорциональна корню квадратному из скорости прохождения газа через колонну. Они заключают далее, что если все переменные кроме температуры остаются постоянными, то скорость абсорбции удваивается при повышении температуры на каждые 24°C .

Leadig и Weaver [Journ. Amer. Chem. Soc. 46, 650 (1924); Ind. Eng. Chem. 16, 1251 (1924)] сообщают о произведенном ими изучении скорости абсорбции углекислого газа из пузырьков газа раствором едкого натра и едкого кали различных концентраций. Все опыты были проведены при 25° . Они производились на аппарате, где газомыслий пузырек газа, стремящийся подняться вверх через прозрачную вниз жидкость, удерживался на постоянном уровне током этой жидкости. В опытах применялся чистый углекислый газ. Эти исследования пришли к следующим выводам.

При низких концентрациях (до 3,5 N) растворы едкого кали абсорбируют углекислый газ более чем в два раза сильнее, чем растворы едкого натра. Выше этой концентрации растворы едкого натра по-

казывают уменьшение скорости при повышенной концентрации, в то время как растворы едкого кали дают медленное увеличение скорости примерно до 9,0 *N* раствора. Выше же этой концентрации наблюдается очень специфическое быстрое увеличение скорости при повышении концентрации.

Скорость, измеренная этими исследователями, была сначала велика и уменьшалась по мере того, как пузырьки газа постепенно поглощались; так наконец достигалось относительно стационарное состояние, когда скорость абсорбции становилась более или менее постоянной. Некоторые из результатов, полученных при этом изучении, предста-

Таблица 39

Скорость абсорбции CO_2 растворами едкого кали, карбоната и бикарбоната калия

Раствор	Нормальность	Скорость абсорбции в Молях в 1 час на 1 м ²	
		максимальная	в стационарном состоянии
KOH	0,5	0,347	0,215
	1,0	0,513	0,322
	2,0	0,859	0,430
	6,0	1,025	0,483
	9,0	1,123	0,537
	10,0	1,767	0,537
	13,0	3,881	—
NaOH . . .	0,5	0,229	0,132
	1,0	0,308	0,215
	2,0	0,376	0,269
	3,3	0,347	—
	4,9	0,254	—
	6,6	0,176	—
Na_2CO_3 . . .	2,5	0,0132	0,0132
H_2O	—	0,293	0,293

влены в табл. 39. В ней приводятся данные о примененном растворе, его нормальности, максимальной измеренной скорости (абсорбции) и скорости в период после достижения указанного относительно стационарного состояния.

Williamson и Mathews [Ind. Eng. Chem. 16, 1157 (1924)] сообщают результаты проведенных ими опытов, в которых углекислый газ абсорбировался из смеси его с воздухом растворами едкого кали и карбоната калия. Применявшийся аппарат представлял собой башню приблизительно 9 м высотой с перегородками (baffled), сделанную из чугунной трубы диаметром 7,6 см. Щелок накачивался в верх колонны и падал книзу с одной перегородки на другую, приходя в соприкосновение с поднимающимся вверх током газа, который вводился внизу колонны. Щелок рециркулировался через колонну и содержащееся в нем КОН постепенно переходило в K_2CO_3 и

наконец — в KHCO_3 . Эти исследователи нашли, что скорость абсорбции для растворов едкого кали была значительно больше, чем для растворов карбоната и бикарбоната калия. Раствор 0,5 *N* КОН применялся для абсорбции CO_2 из смеси ее с воздухом (высвобождался при 27°). Скорость абсорбции, как показано ниже, уменьшалась при постепенном превращении едкого кали в карбонат и бикарбонат калия (табл. 40).

Таблица 40

Скорость абсорбции CO_2 растворами едкого кали, карбоната и бикарбоната калия

Нормальность				Скорость абсорбции в Молях на 1 м ² в час
K	(OH)	CO_3	HCO_3	
0,5	0,5	—	—	0,347
0,5	0,3	0,3	—	0,322
0,5	—	0,6	—	0,430
0,5	—	0,3	0,3	0,483
0,5	—	0,5	0,1	0,537

Эти исследователи сообщают, что скорость абсорбции углекислого газа растворами карбоната калия изменяется с температурой, достигая максимального значения в области 70°. Было найдено также, что скорость изменяется с содержанием углекислоты в газе. При 27° скорость абсорбции была найдена прямо пропорциональной парциальному давлению углекислоты в газовой смеси.

Sieverts и Fritzsche [Ztschr. anorg. allgem. Chem. 133, 17 (1924)] сообщают о произведенном им изучении скорости абсорбции углекислого газа растворами карбоната и бикарбоната калия. Эти исследования были произведены пропусканием смеси углекислоты с воздухом в сосуд, содержащий 100 см³ раствора карбоната калия. Раствор очень интенсивно перемешивался мешалкой пропеллерного типа, вращавшейся со скоростью от 900 до 1000 об/мин. Эти исследователи приходят к следующим выводам:

1. Скорость абсорбции прямо пропорциональна давлению CO_2 в газовой фазе.

2. Для температур в 30, 40 и 50° скорость абсорбции слабо увеличивается с повышением температуры (этот вывод прямо противостоит положен найденным Вильямсоном и Метьюсом, но выводится противоречие может быть связано с различием в типах применявшихся аппаратов).

3. Скорость абсорбции при прочих равных условиях выше для растворов калия более низких концентраций (предполагается, что это может быть связано с различием в вязкости, однако 1 *N* раствор калия, к которому был прибавлен глицерин, чтобы сделать его вязкости равным 2 *N* раствору, попрежнему имел скорость большую, чем 2 *N* раствор).

4. Для какого-нибудь данного раствора скорость абсорбции углекислого газа оставалась по существу постоянной до тех пор, пока значительная часть (больше половины) карбоната калия не переходила в бикарбонат.

V. АДИАБАТИЧЕСКАЯ И ИЗОТЕРМИЧЕСКАЯ АБСОРБЦИЯ

Применение правила фаз Гиббса к процессу абсорбции показывает, что такая система имеет три степени свободы, т. е. температура, давление и концентрация в одной фазе могут все быть изменены независимо. Если бы установка для абсорбции была снабжена рубашкой с идеально постоянной температурой, которая позволяла бы держать все части системы при постоянной температуре, то процесс газовой абсорбции протекал бы изотермически. С другой стороны, если бы система могла быть термически идеально изолирована от окружающей среды, то процесс мог бы протекать адиабатически и температура во всей системе была бы различная. Тогда изменение температуры с изменением состава жидкости могло бы быть рассчитано с помощью тепловых балансов, так как теплота реакции расходовалась бы только на повышение температуры жидкой и газовой фаз.

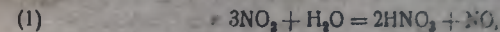
Если теплота реакции значительна, то абсорбционный процесс протекает в условиях, не соответствующих ни изотермическому, ни адиабатическому процессам, и в случае охлаждения скорость передачи тепла бывает мала и между окружающей средой и различными частями системы может быть значительная разность температур. В данной небольшой части системы газовая и жидкая фазы могут обладать на деле сильно различающимися температурами. Это в частности имеет место при абсорбции хлористого водорода водой в системе туррил. В этих условиях предварительное определение температур различных частей системы расчетным путем является неудовлетворительным, если не невозможным, а между тем эти температуры определяют упругость пара поглощаемого газа над жидкой фазой и следовательно величину движущей силы, вызывающей абсорбцию, и определяемую ею производительность системы.

Когда количество выделяющегося тепла значительно, но не очень велико, то температура может изменяться более постепенно и изменения ее могут быть легко рассчитаны. В этих случаях может быть предпринято построение кривой, связывающей температуру с составом жидкости, и отсюда рассчитана кривая, определяющая соотношение между давлением поглощаемого газа и составом жидкости при ее действительной температуре, вместо постоянной температуры. Данные, полученные из этой последней кривой, могут быть применены при расчете скорости по способу, применяемому для изотермических систем.

V. МЕДЛЕННЫЕ РЕАКЦИИ В ОДНОЙ ФАЗЕ

Абсорбция двуокиси азота для получения азотной кислоты. В изложенных выше теориях предполагалось, что главное сопротивление абсорбции лежит в том или другом из пограничных слоев (газа или жидкости), примыкающих к поверхности раздела между газовой и жидкой фазами. В общем это правильно. Однако существует возможность, что в одной какой-нибудь фазе может иметь место какая-нибудь реакция, которая существенна для абсорбции поглощаемого газа и которая при этом протекает с такой небольшой скоростью, что эта гомогенная реакция будет в значительной мере определять собой скорость, с которой будет протекать абсорбция. Наиболее важным слу-

чаем этого рода является абсорбция двуокиси азота водой для образования азотной кислоты. Партингтон и Паркер (Partington и Parker, Journ. Soc. Chem. Ind. 33, 75 T (1919); Burdick и Freed, Journ. Amer. Chem. Soc. 43, 518—530 (1921); Taylor, Ind. Eng. Chem. 19, 1250 (1927); см. также Topf, Chem. Met. Eng. 34, 93 (1927)) предложили метод расчета производительности башни для абсорбции азотной кислоты. Для быстрой абсорбции необходима большой свободный объем, чтобы обеспечить время для окисления NO в NO_2 , как это следует из изучения следующего цикла реакции:



Насадка, применяемая в башнях для азотной кислоты, должна иметь свободного объема не меньше 60%, а предпочтительно примерно 80%. В обозначениях, принятых в этом отделе, предложенных Партингтоном и Паркером уравнение для расчета производительности башен для абсорбции NO_2 для образования азотной кислоты принимает вид

$$\ln \frac{p_1}{p_2} = \frac{K' a V}{G'}, \quad (3)$$

где p_2 — содержание поглощаемого газа в выходящем из башни газе, выраженное в молекулярных долях,

p_1 — содержание поглощаемого газа в поступающем в башню газе, выраженное в молекулярных долях,

V — объем заполненного насадкой пространства, выраженный в куб. метрах,

a — активная абсорбирующая поверхность в кв. метрах на куб. метр заполненного насадкой пространства,

G' — объемная скорость прохождения газа через колонну в куб. метрах в минуту (средняя из объемов поступающего и выходящего газов),

K' — константа, величина которой зависит от температуры, концентрации HNO_3 в абсорбирующей кислоте и процентного содержания NO_2 в газовой фазе. Значения константы K' приведены в табл. 41.

Необходимо заметить, что K' в действительности представляет собой комбинацию обычного общего абсорбционного коэффициента и движущей силы, а именно

$$K' = F(K_G, P_g - P).$$

Следует указать далее, что эти таблицы основаны на опытах, в которых NO_2 абсорбировалась кислотой различной крепости, может быть более надежно, хотя это и связано с большим количеством работ, следовать методу, развитому Тейлором (Taylor, loc. cit.) пользуясь данными Burdick и Freed (loc. cit.) для абсорбционных коэффициентов и Боденштейна [Bodenstein, Ztsch. f. phys. Chem. 100, 68 (1922)] и Briner, Pfeiffer и Malet (Journ. chim. Phys. 21, 25 (1926)) для скорости окисления NO .

Таблица 41

Абсорбционные коэффициенты Партингтона и Паркера для абсорбции NO_2 при получении HNO_3 . Для применения в уравнении (30)

Значения $K' \cdot 10^3$ при 50°C

% HNO_3	% NO_2 в газе									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
5	0,600	0,600	0,625	0,652	0,704	0,771	0,826	0,863	0,893	0,914
10	0,789	0,756	0,750	0,777	0,805	0,838	0,869	0,887	0,911	0,914
16	0,479	0,479	0,485	0,527	0,576	0,646	0,704	0,753	0,789	0,814
25	0,335	0,335	0,341	0,360	0,402	0,479	0,527	0,604	0,646	0,680
37	0,192	0,192	0,200	0,204	0,220	0,240	0,261	0,278	0,305	0,323
42	0,1436	0,1436	0,1436	0,1436	0,155	0,1756	0,1914	0,2094	0,2347	0,2590
52	0,0597	0,0479	0,0479	0,0539	0,0671	0,0838	0,1094	0,1347	0,1597	0,1844
60	0,0241	0,0241	0,0241	0,0241	0,0335	0,0521	0,0789	0,1018	0,1277	0,1740

Значения $K' \cdot 10^3$ при 40°C

% HNO_3	% NO_2 в газе									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
5	0,887	0,802	0,783	0,789	0,799	0,826	0,847	0,863	0,872	0,881
10	0,744	0,744	0,759	0,771	0,789	0,802	0,847	0,869	0,887	0,893
16	0,671	0,695	0,719	0,735	0,756	0,786	0,808	0,826	0,838	0,847
25	0,600	0,576	0,582	0,613	0,646	0,671	0,689	0,701	0,713	0,725
37	0,527	0,479	0,454	0,454	0,479	0,503	0,527	0,539	0,552	0,564
42	0,454	0,408	0,384	0,390	0,402	0,433	0,454	0,475	0,494	0,503
52	0,360	0,287	0,264	0,258	0,273	0,308	0,341	0,372	0,399	0,418
60	0,1079	0,0777	0,0799	0,0988	0,1198	0,1597	0,2085	0,258	0,300	0,341

Значения $K' \cdot 10^3$ при 30°C

% HNO_3	% NO_2 в газе									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
5	0,695	0,646	0,680	0,728	0,756	0,789	0,814	0,832	0,850	0,863
10	0,646	0,646	0,680	0,728	0,756	0,789	0,820	0,847	0,866	0,878
16	0,597	0,622	0,671	0,707	0,744	0,777	0,799	0,814	0,826	0,838
25	0,552	0,576	0,640	0,689	0,713	0,725	0,744	0,753	0,759	0,768
37	0,503	0,503	0,521	0,558	0,597	0,643	0,671	0,695	0,707	0,719
42	0,479	0,442	0,463	0,497	0,552	0,597	0,637	0,664	0,689	0,704
52	0,430	0,335	0,341	0,378	0,436	0,527	0,582	0,628	0,664	0,689
60	0,227	0,1676	0,1753	0,227	0,317	0,427	0,509	0,570	0,632	0,646

VI. АБСОРБЦИОННАЯ АППАРАТУРА

Все абсорбционные аппараты бывают, или по крайней мере должны быть, запроектированы с таким расчетом, чтобы обеспечить достаточное взаимное соприкосновение жидкой и газовой фаз. В общем бывает желательно, и часто необходимо, чтобы газ и жидкость перемешивались в противоток. Однако если газовая фаза полностью состоит из одного только поглощаемого газа или если абсорбирующая жидкость такова, что равновесное давление поглощаемого газа над ней равно нулю вследствие например происходящей химической реакции, то в противотоке нет никаких преимуществ. В этом случае для всех практических целей одна фаза обладает однородным составом.

В некоторых случаях количество абсорбирующей жидкости, необходимое на 1 объем газа и на 1 м^2 площади поперечного сечения башни, бывает настолько мало, что если она просто вводится сверху башни, то ее бывает недостаточно по количеству для того, чтобы полностью орошать всю насадку башни. В этих случаях обычно применяют рециркуляцию большого объема раствора через башенную насадку. Небольшое количество свежей абсорбирующей жидкости может добавляться сверху башни и соответствующее количество раствора сливаться из отстойника в основание башни. Небольшое число таких башен может соединяться последовательно и сливаемый раствор подаваться с одной башни на другую в направлении, противоположном току газа.

Абсорбционная аппаратура может быть разделена на следующие группы:

1. Аппараты, в которых газ барботирует через массу жидкости.
2. Аппараты, в которых жидкость разбрызгивается в массе газа.
3. Аппараты, в которых газ пропускается над поверхностью жидкости, находящейся в соответствующем резервуаре, причем газ и жидкость подаются по принципу противотока.
4. Абсорбционные башни, заполненные надлежащей насадкой, для развития большой поверхности соприкосновения жидкости с газом.
5. Абсорбционные колонны с сетчатыми или колпачковыми тарелками, подобные применяющимся для ректификации и дистилляции.
6. Аппараты, содержащие механически вращаемые части, оборудованные для разбрызгивания жидкости и обеспечения лучшего соприкосновения ее с газом.

1. Аппараты, в которых газ барботирует через жидкость

Аппараты, в которых газ барботирует через жидкость, или в которых жидкость разбрызгивается в массе газа, применяются сравнительно мало. Барботаж газа через жидкость является методом, подходящим только в тех случаях, когда главное сопротивление абсорбции представляет пограничный слой жидкости. Поднимающийся пузырек газа непрерывно проходит через свежую поверхность жидкости, что сводит до минимума образование вокруг пузырька поверхностной пленки жидкости, в которой концентрация растворенного газа была бы больше, чем внутри жидкости. Такие аппараты находят наиболее применение при растворении в жидкости практически чистых (т. е. в отсутствии другого газа) газов и при растворении в жидкости газов, обладающих относительно низкой растворимостью безотносительно

к концентрации их в газовой фазе. Последнее объясняется тем, что для газов с малой растворимостью практически все сопротивление абсорбции представляет пограничный слой жидкости. Аппараты, применяемые в этом случае, изготавливаются обычно на месте монтажа. Они могут состоять просто из некоторого числа перфорированных труб, помещаемых на дне резервуара, содержащего жидкость, или же газ проводится через некоторые пористые массы, как например „фильтрос“. В последнем случае газ подается под фильтр, через который он выходит в жидкость в виде мелко раздробленных пузырьков.

2. Оросительные камеры с разбрызгиванием

Оросительные камеры с разбрызгиванием, в которых жидкость разбрызгивается в газовое пространство, являются более подходящими для поглощения таких газов, для которых главное сопротивление поглощению представляет пограничный слой газа. Падающие капельки жидкости проходят непрерывно через свежий газ, что сводит до минимума образование градиента концентрации поглощаемого газа в слое, непосредственно окружающем каплю жидкости. Аппаратуру для этого метода изготавливают также на месте монтажа.

3. Аппараты, в которых газ проходит над поверхностью жидкости

Применение таких аппаратов ограничивается системами, в которых количество тепла, выделяемое при поглощении, велико. Классическим примером этого случая служит абсорбция хлористого водорода водой. При этой реакции выделяется настолько большое количество тепла, что в случае если бы для поглощения хлористого водорода при содержании его в газе в высокой концентрации применялись бы башни, то было бы трудно отвести тепло настолько быстро, чтобы удержать жидкость при достаточно низкой температуре, необходимой для получения кислоты желательной концентрации. Для этой цели обычно применяются или обыкновенные туриллы, называемые также сосудами Вольфа (Wolff bottles), или туриллы Целляриуса (Cellarius tourills) или абсорбионные сосуды Тайлер витреозиль (Tyler Vitreosil absorption vessels). Рис. 18 показывает сосуды Вольфа. Абсорбирующая жидкость течет из сосуда в сосуд по трубам *A*, соединенным резиновыми манжетами *B*. Газ проходит в обратном направлении по трубам *C*. На рис. 19 показана одна из турилл Целляриуса. Они сконструированы так, чтобы дать несколько большую наружную поверхность для лучшего отвода тепла. Жидкость поступает в туриллу через трубу *A* с лицевой стороны туриллы и ребро *B* вынуждает ее течь сначала в заднюю часть туриллы и затем опять в переднюю часть к выходной трубе *C*. Уровень жидкости в турилле таков, что ребро *B* выходит над поверхностью. Газ поступает через *D* и выходит через *E*. Жидкостная коммуникация между туриллами делается из стеклянных колен (return bends) и резиновых муфт, газовая же — из стандартных керамиковых труб. На рис. 20 показаны S-образные колена Тайлера. Они делаются из плавленного кварца и имеют более тонкие стенки, чем керамиковые сосуды Вольфа и туриллы. Выступ, отпрессованный на нижнем колене, удерживает покоящийся слой жидкости и величина поверхности этого слоя еще увеличивается благодаря сплющиванию

нижней части трубы. Некоторое количество таких S-образных колен соединяется в один вертикальный агрегат. Они могут плавиться или воздухом или водой, капающей на абсорбер из перфорированной трубы, располагаемой наверху агрегата. В некоторых установках горючие колена из плавленного кварца с насадкой вставляются между последовательно расположенными S-образными коленами.

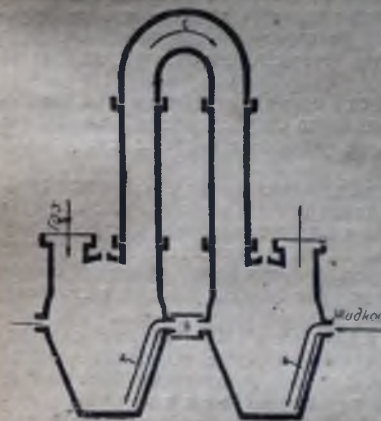


Рис. 18. Сосуд Вольфа.

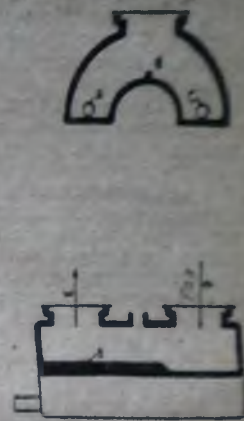


Рис. 19. Турилла Целляриуса.

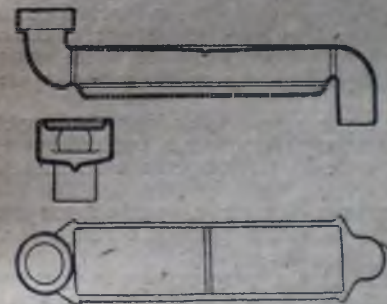


Рис. 20. S-образный абсорбионный сосуд Тайлер „Витреосил“.

4. Аппараты, наиболее часто применяемые для абсорбции

Башни, заполненные соответствующей насадкой. Следующее ниже описание и обсуждение башенных насадок и конструкции башен взято из книги В. Бэджер и Мак-Кеб „Основные процессы в аппаратах химических производств“ (перев. с англ.), стр. 284—285, 1960.

Требования к башенной насадке. Основными требованиями, которым должна удовлетворять хорошая башенная насадка, являются следующие:

1. Малый вес единицы объема. Вес насадки влияет не только на общий вес колонны, но также и на конструкцию корпуса самой башни. Насадка, которая загружена в башню, беспорядочно производит также боковое давление на стенки ее и если вес единицы объема насадки велик, то это может повлиять на стоимость конструкции башни. С другой стороны, беспорядочно загруженная насадка может дать лучшее распределение жидкости, чем насадка, специально уложенная в порядке.

2. Большая поверхность единицы объема. Важность этого требования вытекает из того, что скорость абсорбции при прочих равных условиях прямо пропорциональна величине поверхности насадки.

3. Большое живое сечение загруженной насадки. Этот фактор является важным потому, что от него зависит сопротивление башни прохождению газа и следовательно количество энергии, потребной для циркуляции газа. Малое же сечение вызывает кроме того увеличение линейной скорости газа (при данной объемной скорости его), а выше известного предела это может привести к частичному уносу жидкости из башни.

4. Большой свободный объем. В некоторых случаях, как например при абсорбции окислов азота, где реакции, протекающие в газовой фазе, требуют времени, этот фактор может быть важен.

5. Малое количество пристающей к насадке жидкости. Это свойство насадки, вообще говоря, желательно, так как при этом уменьшается вес заполнения башни и ускоряется выход жидкости из башни. В некоторых же случаях, в частности когда реакция между газом и жидкостью протекает медленно или растворимость газа в жидкости невелика, это свойство насадки, наоборот, нежелательно. В кислотных башнях обычно лучше бывает иметь малое количество остающейся жидкости для уменьшения этим несчастных случаев при опорожнении башни.

Кроме рассмотренных уже здесь свойств от насадки требуется также, чтобы она обладала низкой стоимостью, необходимой механической прочностью и химической устойчивостью в отношении применяемых продуктов.

Типы башенных насадок. В качестве башенной насадки было предложено весьма большое количество различных материалов. Они могут быть разделены на следующие группы:

1. **Щебень (broken rock).** Он сразу же первым приходит в голову вследствие своей общедоступности. Однако не всегда легко найти подобный материал, обладающий необходимой химической инертностью. Этот вид насадки обладает различными недостатками, главным из которых является высокий вес, относительно малая поверхность на единицу площади сечения и малая величина живого сечения. В настоящее время он применяется только в двух важных случаях: во-первых, в виде дробленого кварца для насадки в Gloverовых башнях при производстве серной кислоты и, во-вторых, в виде дробленого известняка в одном из методов получения сульфит-целлюлозы. В последнем случае необходимо бывает, чтобы полученный раствор вступил

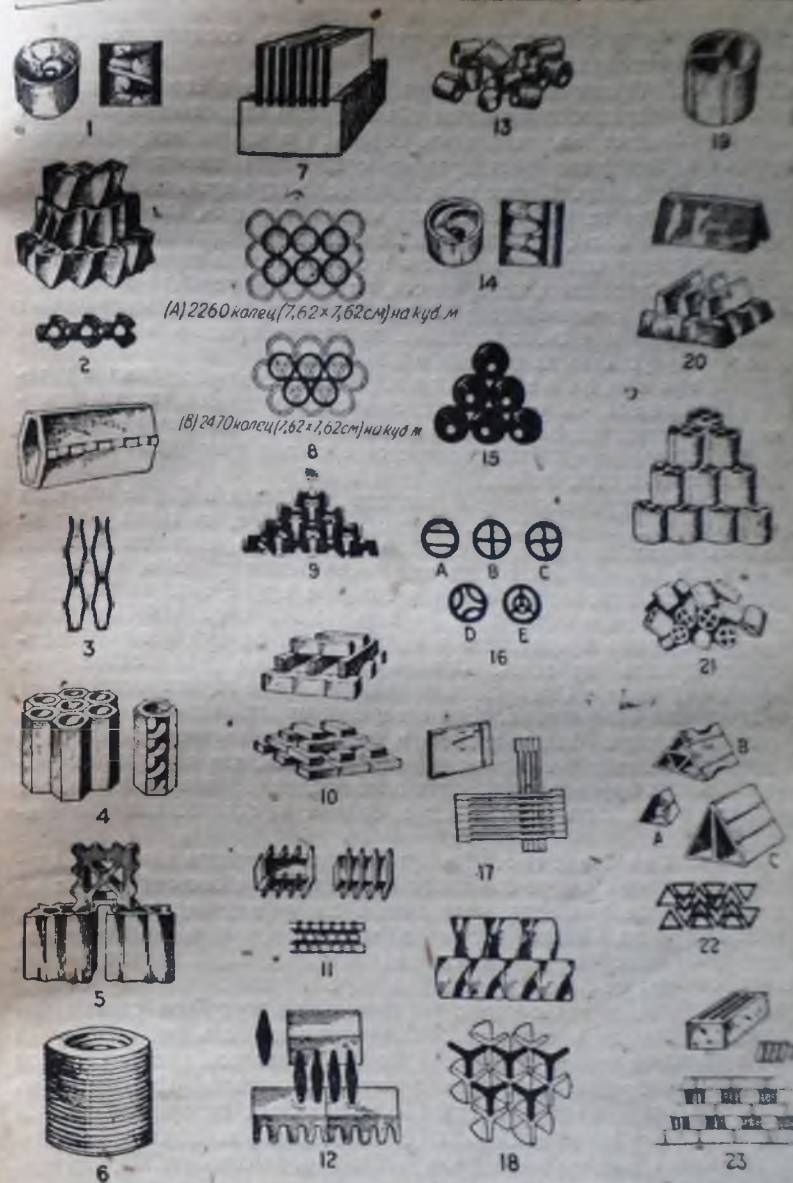


Рис. 21. Типы башенных насадок.

1—спиральные кольца; 2—пропеллер Нильсена, тип В; 3—ячейки Гуттмана; 4—шести-гранная спиральная насадка; 5—насадка Гекенблейкера; 6—рифленные кольца Рашига; 7—черепичная насадка; 8—методы укладки колец Рашига; 9—конусная насадка; 10—кирпичная кладка (А); 11—насадка из обсидианита; 12—кладка «Шерфенберга»; 13—кольца Рашига; 14—спиральные кольца Н.Н.; 15—пустотелые шары; 16—октаэдральные кольца; 17—ячейка Уитлея; 18—пропеллер Нильсена, тип А; 19—треугольные спиральные кольца; 20—призматическая насадка; 21—кольца с перегородками; 22—треугольная насадка «Прим»; 23—кирпичная кладка.

в башне в реакцию с известняком, так что здесь соединяются таким образом две операции.

2. Кокс. Преимущества кокса заключаются в его малом весе и большой поверхности единицы объема. Его недостатком является то, что он обладает малым живым сечением и что некоторые содержащиеся в нем мало растворимые соединения имеют тенденцию переходить в раствор. Кроме того он более быстро крошится. Поверхность его бывает не так велика, как можно ожидать, так как многие из его пор так малы, что полностью заполняются жидкостью или покрываются сверху пленкой жидкости и следовательно не играют активной роли в образовании поверхности, на которой реакция взаимодействия жидкости с газовой фазой может протекать. Кокс обычно бывает вполне доступным и стоит дешево и во многих простых и небольших по масштабу установках он себя оправдывает.

3. Керамиковые насадки. В процессах абсорбции в качестве растворителя часто применяются кислые жидкости, так что химическая керамика является обычно весьма часто применяемым материалом для заполнения. Она применяется в весьма различной и обычно тщательно сделанной форме.

Она может применяться для заполнения башен в форме обычных прямоугольных кирпичей, поставленных на ребро, но такая насадка обладает большим весом и малой поверхностью единицы объема. Однако она все же может быть загружена таким образом, что получается большой свободный объем и большое живое сечение насадки. Все мыслимые типы специально формированных кирпичей были в то или другое время предложены и испробованы, однако нет необходимости обсуждать их здесь. Одно время широко рекомендовались шары и Гутмана. Они представляли собой полые керамические шары с несколькими отверстиями. Эти отверстия продавливаются еще в то время, когда глина бывает мягкой, и поэтому на внутренней стороне образуется выдающийся бортик. Предполагалось, что внутренняя поверхность этих шаров активна; однако это предположение не верно, так как и газ и жидкость внутри шара бывают практически неподвижными.

4. Кольца Рашига. Кольца Рашига являются наиболее широко применяемым видом башенной насадки. Они состоят из цилиндрических колец, имеющих одинаковые длину и диаметр цилиндра, причем стенки их бывают настолько тонки, насколько это позволяет применяемый материал (керамика, железо и др.). Керамические кольца Рашига бывают от 5 до 15 см в диаметре и имеют толщину стенок от 1,0 до 1,6 см. В тех случаях, когда кольца могут быть сделаны из металла, они бывают соответственно легче и дают больший свободный объем и большее живое сечение. Кольца Рашига всегда загружаются в башню в беспорядке, а не укладываются правильно. Сравнительно со всеми другими видами насадок они обладают наилучшей комбинацией свойств в отношении малого веса единицы объема, свободного от объема живого сечения и общей поверхности. Керамические кольца Рашига иногда изготавливаются с одной или двумя внутренними стенками, которые увеличивают поверхность без значительного понижения живого сечения.

5. Спиральные кольца. В настоящее время имеются специальные машины для изготовления керамиковой насадки, имеющей

общие размеры колец Рашига, но обладающих внутренней спиралью, которая обычно частично или полностью заполняет поперечное сечение цилиндра и образует винтовые ходы для газа и жидкости. Такая насадка всегда загружается в определенном порядке. Утверждают, что внутренние спирали обеспечивают более полный контакт между газом и жидкостью. Они увеличивают поверхность без большого уменьшения живого сечения и свободного объема. Однако они сильно повышают стоимость насадки и в особенности работы по загрузке насадки в башне.

Сопротивление трения башенной насадки. Сопротивление трения башни с насадкой имеет практическое значение, так как при слишком большом сопротивлении расходуется слишком много энергии на продвижение газа через систему.

Zeiselberg [Trans. Amer. Inst. Chem. Eng. Pt. II, 12, 231 (1919); см. также Chilton и Colburn, Ind. Eng. Chem. 23, 913—919 (1931)] сообщает результаты опытов по определению сопротивления весьма различных насадок при прохождении через них воздуха. Он определил константы, которые могут быть удовлетворительно применены в формуле:

$$\Delta F = fhu^3, \quad (51)$$

где ΔF — сопротивление трения в мм вод. ст.,

u — скорость газа, выраженная в м³/сек для площади поперечного сечения незагруженной колонны,

h — высота загруженной насадкой части колонны в метрах,

f — коэффициент трения.

Размер h обычно принимается равным высоте той части колонны, которая загружена насадкой, так как длина самих извилистых ходов имеющих место в насадке, не может быть измерена.

Действительная площадь поперечного сечения будет зависеть от количества жидкости, проходящей через колонну. Для определения этой площади было определено значение величины f в различных условиях. Различные значения f были указаны также для разных методов заполнения башни. В табл. 42 приводятся результаты Цейсберга; в ней приняты следующие обозначения:

f_d — сухая насадка,

f_w — насадка, смоченная водой (вода стекла),

f_c — насадка, орошаемая водой со скоростью 0,895 кг/сек на 1 м² площади поперечного сечения,

f^d — насадка, загруженная в башню беспорядочно,

f^s — насадка, уложенная слоями, причем тела одного слоя не расположены по вертикальным осям соответственно телам примыкающих слоев,

f^p — насадка, уложенная слоями, таким образом, что вертикальные оси тел одного слоя совпадают с таковыми тел примыкающих слоев,

ΔF — сопротивление трения в мм вод. ст.

Применение этой таблицы может быть показано на приведенном ниже примере.

Таблица 42

Характеристика различных типов башенной насадки

Насадка	Коэффициенты сопротивления								
	f_d^d	f_w^d	f_c^d	f_d^s	f_w^s	f_c^s	f_d^p	f_w^p	f_c^p
Кварц, 152 мм	18,7	19,3	19,3	—	—	—	—	—	—
76 "	32,6	33,5	44,3	—	—	—	—	—	—
51 "	123,8	137,8	139,7	—	—	—	—	—	—
12—25 мм	217,6	279,0	353,2	—	—	—	—	—	—
76 мм	24,5	27,1	30,3	—	—	—	—	—	—
12—29 мм	93,2	122,6*	—	—	—	—	—	—	—
Гладкие кольца, 102 × 76 мм	16,5	18,1	20,3	8,1	11,0	12,2	—	10,3	11,0
Рифленые кольца, 76 × 76 мм	16,5	18,1	20,3	9,8	13,5	18,7	—	9,0	9,0
" спиральные, 76 × 76 мм	14,5	17,4	20,3	17,4	17,4	19,7	—	—	—
Рифленая насадка Гюкелбейкнера, 152 мм	—	—	—	12,2	15,2	16,1	7,7	10,0	11,3
Кольца Рашига, 25 мм	5,1	11,6	11,6	11,3	12,2	12,2	8,4	9,0	9,0
Черепичные плитки (tile), поставленные на ребро	11,2	11,2	111,2	—	—	—	—	—	—
То же, но расположенные в шахматном порядке	—	—	—	—	—	—	10,0	10,0	13,9
То же	—	—	—	—	—	—	—	—	—
То же	—	—	—	—	—	—	5,8	7,7	10,0
Черепичные плитки, расположенные в шахматном порядке	—	—	—	—	—	—	10,0	10,7	11,3
Черепичные плитки, расположенные в шахматном порядке	—	—	—	—	—	—	13,9	13,9	23,9
Черепичные плитки, расположенные в шахматном порядке	—	—	—	—	—	—	13,1	15,5	18,4

* Смочена вместо воды 92%-ной серной кислотой.

Пример. Какое давление необходимо для проведения 0,118 м³ воздуха в 3 сек. через абсорбционную систему, состоящую из пяти последовательно соединенных баллонов, имеющих каждая 41 см в диаметре и загруженных насадкой из сферических шаров диаметром 76 мм, уложенных рядами высотой слоя 3 м в каждом. Если циркуляция через насадку со скоростью 0,467 кг на 1 м² площади поперечного сечения в 1 сек. Сопротивлением соединяющих трубопроводов можно пренебречь.

Решение: Из задания получаются следующие данные для подстановки в уравнение (51):

$$h = 3 \cdot 5 = 15$$

$$n = 0,406,$$

$$f^3 = 18.6.$$

Последняя величина получается в соответствии с тем, что скорость циркуляции воды составляет в примере около половины от скорости, применявшейся при определении f_c^s в таблице. Поэтому по таблице взято значение, представляющее среднее между f_c^s и f_c^s . Таким образом $\Delta F = 18,8 \cdot 15 \cdot (0,405)^2 = 47$ мм вод. ст.

На практике обычно применяют скорость газа через абсорбционную колонну, равную приблизительно $0,3 \text{ м}^3$ в 1 сек.

При других давлениях должна сохраняться постоянной величина ρu^2 , где ρ — плотность в кг/м^3 , u — скорость газа в м/сек (для воздуха $\rho u^2 = 0,12 \text{ кг/м}^2/\text{сек}^2$).

Башенная насадка из угля (кольца Рашига)¹. Уголь в форме прессованных колец и специальных шаров находит довольно широкое применение в качестве насадочного материала абсорбционных башен и скрубберов. Эти кольца имеют диаметр 7,6 см и высоту от 1,6 до 7,6 см. Насадка из угля не поддается действию кислот и щелочей, кроме тех, которые вызывают сильное окисление, и она является достаточно прочной для сопротивления дроблению. Табл. 43 содержит данные относительно колец Рашига из угля.

Вследствие легкости в весе и исключительно малого термического расширения колец Рашига из угля, они поддаются гораздо меньшему дроблению, разрушению и измельчению сравнительно с кольцами из глины.

Были предложены и другие формы башенной насадки из углерода, как например бруски, перфорированные плитки для ректификационных установок и колонн в процессах, когда перерабатываются вещества, корродирующие обычные металлы и действующие на термостат.

Конструкция башен. В многих абсорбционных процессах применяются или получаются кислые растворы и башня в таком случае должна быть сделана из кислотоустойчивого материала.

Раньше для этого обычно применяли кислотоупорную керамику. Она применяется в форме колец диаметром до 120 см и с соединением их через раструбы. Для основания и верхней части башни применяются специальные секции с входными и выходными соединениями как для газа, так и для жидкости. В последние годы для этой цели стали применять дюралюмин и совсем недавно стали изготавливать аппараты из нержавеющей стали. Колонны могут быть выложены кислотоупорными плитками, скрепленными различного рода кисло-

¹ National Carbon Company, Inc.

Таблица 43

Кислотоупорная насадка для абсорбционных башен
и скрубберов

Насадка	Свобод- ный объем в %	Поверх- ность 1 м ² в м ²	Вес 1 м ³ в кг	Количество единиц в 1 м ³
Кирпич 228 × 114 × 62 мм, поста- вленный на ребро, при 228 мм между центрами	72	12,1	865	
То же при 114 мм между цент- рами	45	22,0	1 440	
Кирпич того же размера, уло- женный плашмя при 228 мм между центрами	50	16,4	1 280	
Спиральные кольца „Chemico“, 152 × 152 мм	60	89	1 040	3 040 (уложенная рядами)
То же 76 × 76 мм	50	174	1 040	2 620 (засыпана)
Конусная насадка диаметром 127 мм, высотой 70 мм	45	33	670	
То же диаметром 76 мм, высотой 51 мм	54	56	720	
Рифленные кольца 76 × 76 мм	65	79	770	1 870 (засыпана)
То же	52	98	980	2 378 (уложенная рядами)
То же	55	102	1 010	2 470 (уложенная плотно)
Рифленные кольца, спиральные 76 × 76 мм	72	72	640	1 700 (засыпана)
То же	64	95	850	2 220 (уложенная рядами)
То же 152 × 152 мм	58	49	850	280 (уложенная рядами)
То же	58	49	850	280 (уложенная плотно)
Рифленая насадка Гекенблейкнера 152 мм	72	35,1	625	148 (засыпана)
То же	62	46,9	830	198 (уложенная рядами)
То же	62	46,9	830	198 (уложенная плотно)
Кокс 76 мм	58	41,7	465	950 (засыпана)
То же	64	66	800	
Кирпичи Gargow 228 × 114 × 76 мм Стеклянные кольца (6,1 мм) внеш- ним диаметром 5,92 мм, высо- той 5,58 мм, толщиной стенки 0,81 мм	60	75	705	
То же, (9,5 мм), внешним диаме- тром 10,0 мм, высотой 11,4 мм толщиной стенки 0,81 мм	67	929	827	
То же (12,2 мм), внешним диаме- тром 12,3 мм, высотой 11,4 мм, толщиной стенки 0,76 мм	80	541	498	
Насадка Гутмана 228 × 152 × × 76 мм	84,5	430	293	
	74	73,8	720	

Продолжение табл. 43

Насадка	Свобод- ный объем в %	Поверх- ность 1 м ² в м ²	Вес 1 м ³ в кг	Количество единиц в 1 м ³
Полые керамиковые шары диа- метром 62 мм	33	62	830	
Спиральные кольца Н. Н., 76 × × 76 мм	50	98	880	
Спиральные кольца Lurgi, 76 × × 76 мм	62	105	880	
Черепичные плитки Mackenzie- Gibson				
254 × 127 × 51 мм	50	39	1 280	
254 × 127 × 38 мм	50	49	1 150	
Металлургический кокс 76 мм	57	18,0	420	
Рифленные кольца Nori 114 × × 121 мм	65	75	1 280	
Обсидиановая насадка 228 × 114 × × 76 мм	59	59	1 025	
Кольца с внутренней перегород- кой:				
102 × 114 мм	50	82	1 200	
102 × 89 „	42	98	1 120	
152 × 102 „	53	53	930	1 380 420
Гладкие цилиндрические кольца:				
114 × 102 × 19 мм	51	66	1 280	
102 × 102 × 13 „	68	59	800	
76 × 76 × 9,5 мм	66	85	770	
Пропеллерная насадка				
152 × 152 мм	80	57,4	545	
102 × 102 „	80	82	465	
Кварц				
152 мм	44	20,7	1 425	
76 „	46	41,7	1 380	
51 „	46	61,4	1 410	
13—25 мм	47	165	1 410	
Кольца Рашига (фарфоровые)				
50 × 50 × 5 мм	83	108	510	
35 × 34 × 4 „	82	161	545	
25 × 25 × 3 „	82	220	580	
То же керамиковые 25 × 25 мм	73	190	640	47 655
Рифленные стеклянные 3 мм пла- стины при 13 мм между цен- трами	75	164	705	
Гладкие кольца 102 × 76 мм	51	89	1 060	1 270 (уложенная рядами)
То же	51	89	1 060	1 270 (уложенная плотно)
Кирпичи Шерфенберг				
241 × 178 × 89 мм	44	34,5	967	
241 × 178 × 38 „	50	70,5	865	
Керамиковые кольца 75 × 75 × × 6 мм	85	66	450	
Черепичные плитки, поставлен- ные на ребро	59	67,3	990	

¹ Выпускаются также размером 31, 38 и 51 мм в диаметре.

Продолжение табл. 43

Насадка	Свободный объем в %	Поверхность 1 м ² в м ²	Вес 1 м ³ в кг	Количество единиц в 1 м ³
То же, но расположенные в шахматном порядке	75	21,0	560	325
То же	55	38,1	1 030	618
То же	45	45,9	1 300	740
То же, но черед. плоскими рядами	49	43,3	1 230	710
Черепичные плитки 254 × 127 × 13 мм, поставленные на ребро при расстоянии между центрами в 63 мм	79	36	640	
То же при расстоянии в 51 мм	73	46	770	
" " " " 38 "	65	59	1 025	
" " " " 25 "	47	82	1 600	
Кольца с тройной спиралью 83 × 83 мм	60	121	800	
Насадка Wheatley 254 × 165 × 13 мм	40	85	1 120	

Т а б л и ц а 44

Металлическая насадка для абсорбционных башен и скрубберов

Насадка	Свобод- ный объем в %	Поверх- ность 1 м ³ в м ²	Вес 1 м ³ в кг	Количество единиц в 1 м ³
Алюминиевые кольца 51 × 51 мм	92	92	219	—
Алюминиевые спирали	87	159,8	351	—
Комбинированные спирали Брежа				
45 × 30 мм	93	269	—	11 300
30 × 30 мм	90	427	—	25 000
Кольца Lessing				
51 × 51 мм	95	121	—	5 650
25 × 25 "	93	243	—	45 900
13 × 13 "	91	427	—	318 000
9,5 × 9,5 "	89	525	—	706 000
6 × 6 "	87	820	—	2 540 000
Кольца „Прим“				
9 × 9 мм	88	620	—	989 000
6 × 6 "	86	790	—	2 830 000
Кольца Рашига				
50 × 50 мм	94,4	105	—	6 700
25 × 25 мм ¹	91,8	213	—	54 700
25 × 25 мм ²	96,9	—	—	—
15 × 15 "	95,7	328	—	247 000
Стальные кольца 51 × 51 мм	92	92	620	—
Стальные спирали 51 × 25 мм	87	159,8	1 000	—

Кольца сделаны из листового железа толщиной 0,8 мм.
Кольца сделаны из листового железа толщиной 0,3 мм.

Таблица 45

Размер кольца в см	Толщина стенки в см	A	B	C	D	E	F	G	H
1,900	0,318	113 000	2,04	230	545	—	1,5	66	318
2,540	0,318	47 700	3,99	190	433	44	2	73	259
3,175	0,476	22 990	6,22	141	465	196	4	70	200
3,810	0,435	14 100	7,15	102	673	194	8	68	177
5,080	0,635	6 003	15,98	95	433	184	9	73	131
7,620	0,951	1 590	35,95	56	224	—	11	86	66

A — число колес и куб. метрах,
B — абсорбционная поверхность в кв. метрах на 1 000 волей,
C — " " " " " 1 м³ пассажиров и башни,
D — вес 1 м³ пассажира в башне в килограммах,
E — минимальная прочность поперек диаметра,
F — нагрузка на прочность выше кольца на высоте 3,05 м высоты башни,
G — процент свободного газового объема,
H — абсорбционная поверхность в кв. метрах на 1 м³ свободного газового объема (C/G).

* Там же, в соответствующей колонке Е и F, в оригинале не указаны. В скобках даны их значения по расчетам: *Прим. ред.*

тоуперными элементами (порошкообразного кварца с жидким стеклом или из гашета с глицерином, андезитового цемента и др.). Во многих случаях оказывается возможным применение конструкций из обычной листовой стали, которые не требуют специальных замечаний. В некоторых случаях применяются деревянные башни, которые являются, попросту говоря, резервуарами небольшого диаметра, сделанными из шпунтовой клепки (tongued and-grooved staves), соединенной друг с другом стяжкой.

В колонне диаметром большим, чем несколько дюймов, должны быть приняты меры для распределения жидкости таким образом, чтобы она хорошо орошала всю насадку. Это может быть осуществлено или с помощью перфорированных пластин или разбрызгивающих сопел или различными другими приспособлениями, зависящими лишь от изобретательности конструктора. Большое количество маленьких струй жидкости во всех случаях предпочтительнее, чем небольшое число более крупных потоков. В случае очень высоких башен с тяжелой насадкой возникает необходимость ввести горизонтальные перфорированные внутренние перегородки на некотором интервале одна от другой, чтобы передать вес насадки стенкам колонны. Если общий вес башни, необходимой для полноты реакции, является слишком большим, то можно применить ряд последовательно соединенных невысоких башен. Газ и жидкость должны проходить через эти башни в противоток. Иногда случается также, что количество жидкости, необходимой для растворения поглощаемого газа, слишком мало, чтобы орошать всю поверхность необходимой насадки. В этом случае через каждую башню может циркулировать большое количество жидкости, а в следующую башню направляться только часть ее.

5. Абсорбционные колонны с сетчатыми или колпачковыми тарелками

Эти колонны в существенных чертах не отличаются от соответствующих колонн, применяемых для ректификации в случаях, когда жидкость свободна от суспендированных твердых продуктов. Поскольку объем жидкости, протекающей вниз по абсорбционной колонне, будет в общем значительно больше, чем объем жидкости, стекающей в виде флегмы ректификационной колонны, необходимо специально предусмотреть при проектировании трубы для вытекания жидкости, чтобы она была достаточных размеров и не вызвала заполнения колонны. Кроме того если в жидкости присутствуют суспендированные твердые продукты, то небольшие размеры прорезов в колпачках, применяемые при ректификации, могут вызвать засорение их. В таких случаях обычно делается только один большой колпак, борт которого, обращенный к тарелке, делается зубчатым, такая конструкция применяется в карбонизационных колоннах Сольвея. На рис. 22 показана кислотная колонна Паульсона для абсорбции SO_2 известковым молоком или суспензией тонкоизмельченного карбоната кальция, применяемая при получении сульфитных растворов для варки бумажной массы. McCabe и Swanson [Paper Trade Journ. 92, 48, June 25 (1931)] описывают эту колонну и ее применение.

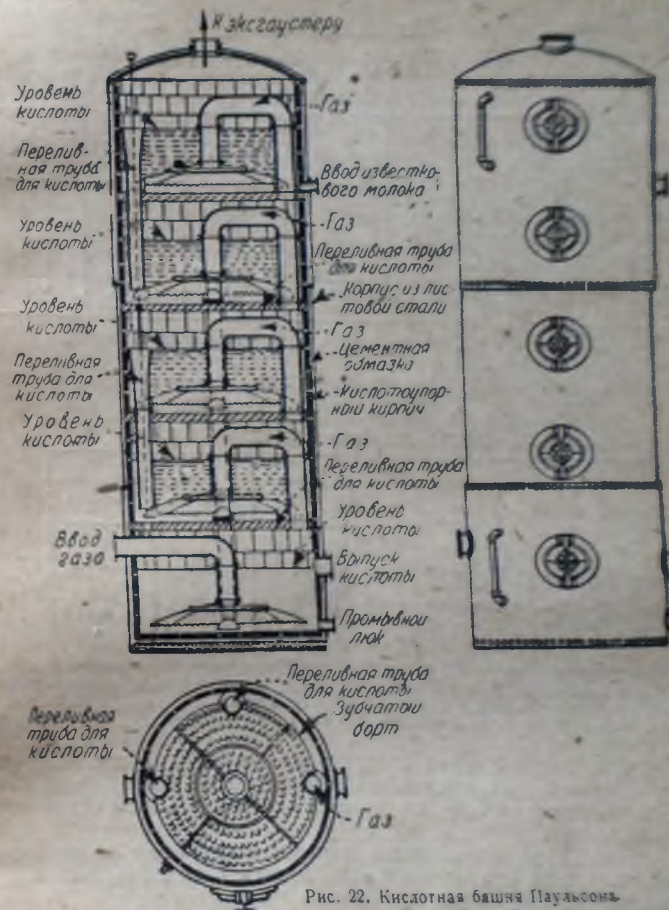


Рис. 22. Кислотная башня Паульсона.

Переливная труба поддерживает определенный уровень жидкости примерно в 60 см на каждой тарелке и этот постоянный уровень жидкости является по существу не зависящим от скорости жидкости или газа, если эти скорости не превосходят определенных пределов.

Соприкосновение между газом и жидкостью увеличивается прохождением газа через отверстие в верхней части колоколов и под зубчатую нарезку в нижней части его.

Корпус абсорбера сделан из стали и в соответствии с практикой для обычных резервуаров покрыт внутри слоем цемента и выложен по нему кислотоупорным кирпичом.

Таблица 46

Данные о работе колонны Паульсона
(анализ газа)

	% SO ₂	% CO ₂	% O ₂	% N ₂
Поступающий газ	18,0	3,0	2,0	77,0
Газ в 5-й секции	16,5	3,1	2,1	78,0
" " 4 "	12,8	3,2	2,2	81,7
" " 3 "	2,0	3,5	2,4	92,0
" " 2 "	1,26	3,6	2,5	92,8
Газ, выходящий из абсорбера	следы	3,7	2,5	94,9

(Секции нумерованы от верха к основанию колонны)

Анализ жидкости

[известковая вода, поступающая в абсорбер, содержит
в 1 л Ca(OH)₂ 8,44 г и Mg(OH)₂ — 6,18 г]

	% общей SO ₂	% свобод- ной SO ₂	% связан- ной SO ₂
Раствор в 5-й секции	3,52	2,11	1,41
" " 4 "	3,17	1,73	1,44
" " 3 "	2,19	1,02	1,77
" " 2 "	0,19	щелочной	нет
" " 1 "	0,19	"	"

Скорость поступления газа в колонну 39,6 м³ (норм. усл.) в 1 мин. Скорость подачи известковой воды 568 л/мин. Разрежение вверху колонны 28,6 см Н₂O. Избыточное давление газа, поступающего в колонну, 15,2 см.

Тарелки выполнены из кипариса толщиной 140 мм. Сливная труба, газовые трубы и колпачки выполнены из бронзы в верхних четырех камерах и из свинца в нижней камере. Колпаки сделаны из отдельных частей.

По данным, приведенным выше, было рассчитано весовое количество SO₂, абсорбируемое каждой секцией колонны в 1 мин. Результаты при этом получились следующие:

Секция	Абсорбиру- ван. SO ₂ в кг/мин	В % к общей абсорбции в колонне
1	1,2	5,8
2	7,3	3,5
3	11,8	57,8
4	5,0	24,4
5	1,7	8,5

Необходимо заметить, что главная часть абсорбции происходит в камерах 3 и 4. В этих секциях газ содержит еще значительное количество SO₂ и равновесное давление SO₂ над раствором очень велико, вследствие того что SO₂ находится в растворе в связанной форме. В нижней камере 5 весовое количество абсорбируемого SO₂ будет мало вследствие высокого равновесного парциального давления его над раствором, свойственного раствору свободного сернистого газа в жидкости. В верхних секциях (камеры 1 и 2) абсорбция будет мала вследствие низкого содержания SO₂ в газе. Необходимо отметить, что камеры 1, 2 и 5 выполняют очень важную функцию вентилей на малую абсорбцию в них. В камерах 1 и 2 извлекается остаточное количество SO₂ в газе, поступающем из камеры 3, а в камере 5 повышается концентрация свободной SO₂ в жидкости, выходящей из колонны.

Колонна Паульсона диаметром 2,4 м и высотой 8,2 м имеет производительность, достаточную для 90-тонной сульфитной мелницы, в то время как при применении известнякового заблещения необходимы будут две башни высотой каждая приблизительно 27,4 м и диаметром 3,6 м.

6. Аппараты с механически вращаемыми частями

Аппаратом, в котором для достижения тесного соприкосновения газа с жидкостью применяются механически вращаемые части, является абсорбер Бартлет-Хейворда (Bartlett-Hayward), показанный на рис. 23 и представляющий собой видоизмененный абсорбер Фельда. Этот абсорбер состоит из некоторого количества секций, расположенных одна на другую. Ряд конусов, вращающихся центральным валом, погружен в жидкость, находящуюся в тарелке каждой секции. Эта жидкость разбрызгивается вращающимися конусами через отверстия в массе газа, поднимающейся к секции, расположенной выше.

Жидкость затем стекает обратно в ту же секцию, из которой она была разбрызгана. Свежая жидкость вводится в верхнюю часть абсорбера и сливается из секции в секцию. Естественно, что наиболее концентрированный раствор сливается из нижней части абсорбера. Этот абсорбер был применен для различных целей, в частности для извлечения легкого масла (бензол, толуол, ксилол) из коксового газа путем абсорбции минеральным маслом с низкой летучестью. Преимуществом этих абсорберов перед тарельчатыми колоннами является их сравнительно малое сопротивление прохождению газа.

VII. ОДНОВРЕМЕННАЯ АБСОРБЦИЯ ДВУХ И БОЛЬШЕГО ЧИСЛА ГАЗОВ

W. K. Lewis [Chem. Met. Eng. 35, 93 (1928)] произвел расчет абсорберов для извлечения газаolina из природного газа, когда поглощается одновременно некоторое количество различных газов. Для каждого газа строятся графическим методом, подобным описанному в этом отделе, отдельные линии равновесия, причем на ординатах откладывается число молей поглощаемого газа на 1 моль инертного газа в газовой фазе (y), а на абсциссах число молей поглощаемого газа на 1 моль растворителя в жидкой фазе (x). Для каждого погло-

щаемого газа проводятся также отдельные рабочие линии. Относительно деталей этого метода графического расчета следует обратиться к оригиналу.

Позднее Souders и Brown [Ind. Eng. Chem. 24, 519—522 (1932)] предложили графический метод расчета абсорбционных и отгонных колонн для сложных паров.

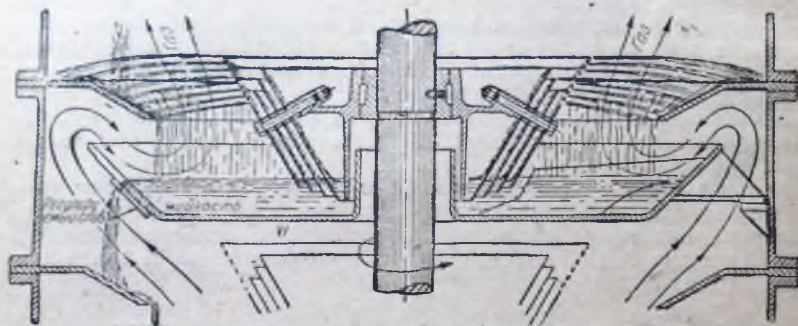


Рис. 23. Абсорбер Бартлет-Хейворда.

VIII. РЕКУПЕРАЦИЯ ПАРОВ ЛЕТУЧИХ РАСТВОРИТЕЛЕЙ

Masson и Mc Ewan [Journ. Soc. Chem. Ind. 40, 32 (1921)], рассматривая рекуперацию паров растворителей из воздуха, в частности спирта и эфира метакрезолом или серной кислотой, и, основываясь на полученных данных о равновесии на каждой тарелке абсорбционной колонны, приходят к заключению, что абсорбционная колонна должна содержать для хорошего извлечения паров растворителя 6 тарелок. Однако данных относительно действительного к. п. д. тарелки ими не приводится. Они приходят также к выводу, что при извлечении одного эфира серная кислота крепости не меньшей 75% дает ту же степень извлечения, как метакрезол, но в случае присутствия спирта та же серная кислота не может конкурировать с крезолом вследствие высокой стоимости повторного концентрирования серной кислоты, которая для отгонки спирта должна быть разбавлена водой¹.

ОТДЕЛ ВОСЬМОЙ

ДЕСТИЛЛЯЦИЯ

СОСТАВЛЕН Дж. С. КАРЕЙ (J. S. CAREY)

ПЕРЕВОД С. И. КАПЛАН

ПОД РЕДАКЦИЕЙ С. Л. ЛИБИНСОНА

¹ О рекуперации летучих растворителей, лишь вскользь рассматриваемой в настоящей главе, на русском языке см. Л. Пиатти (L. Piatti) "Рекуперация летучих растворителей", Москва 1934. Прин. ред.

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.		Стр.
I. Определения	623	Применение внешних источников тепла	699
II. Общие закономерности и физико-химические данные, применяемые при расчете дистилляции	624	Эффективность испарения при дистилляции с водяным паром	691
Упругость пара	—	Пример расчета расхода пара при дистилляции с водяным паром	692
Скрытые теплоты испарения	630	Непрерывное равновесное испарение	694
Удельные теплоемкости жидкостей и паров	635	Определение	—
Молекулярные веса нефтяных фракций	—	Применения	—
Законы идеальных газов	637	Расчеты непрерывных равновесных испарений	695
Законы растворов	—	Непрерывная ректификация	700
Закон Рауля	6.8	Принципы непрерывной ректификации на колонне с колпачковыми тарелками	701
Летучесть	639	Полный тепловой баланс	702
Закон Генри	642	Основные уравнения материального баланса	703
Зависимости между жидкостью и паром, находящимися в равновесии	—	Секционные тепловые балансы	—
Влияние давления на равновесное соотношение между жидкостью и паром	643	Упрощающие допущения	704
Равновесные данные для бинарных смесей (табл.)	646	Графический расчет количества тарелок по методу МакКэба и Тиле	707
Азеотропные смеси	652	Расчет количества тарелок по методу Мэрффи	712
Температуры кипения органических соединений	658	Расчет числа тарелок, требующихся для разделения многокомпонентных смесей	715
III. Применение правила фаз при дистилляции	663	Коэффициент полезного действия тарелки	716
Фазовые диаграммы для бинарных смесей	665	Коэффициент использования температуры	717
Трехкомпонентные системы	672	Периодическая ректификация	720
IV. Летучесть и относительная летучесть	673	VII. Типы ректификационных колонн	723
V. Методы испарения	675	VIII. Проектирование колонн с колпачковыми тарелками	726
VI. Принципы применения и методы расчета процессов дистилляции	—	Скорость пара в тарельчатых колоннах	—
Простая дистилляция	—	Конструкция колпачковых тарелок	729
Определение	675	Питание колонны флегмой	733
Применение	676	Подвод тепла	735
Теория простой дистилляции	—	IX. Дистилляция нефти	735
Применения уравнений простой дистилляции	679	Критерии возможности разделения	736
Простая дистилляция смеси анилин-вода	—	Промежуточный отбор части жидкости по высоте колонны	736
Испарение натурального бензина	683	Установление температур колонны	739
Дистилляция с водяным паром	687		
Определение	—		
Применения	—		
Теория дистилляции с водяным паром	688		
Влияние присутствия жидкой воды в перегонном кубе	689		

Применение теплового баланса при проектировании колонн . . .	Стр. 739
Обоснование теплового баланса . . .	745
Х. Лабораторная дистилляция . . .	745
Пробная дистилляция по А. С. Т. М.	745
Дистилляция для определения	

истинных температур кипения	Стр. 747
Прибор для дистилляции при истинных температурах кипения	751
Фракционирование при низких температурах	753

ОБОЗНАЧЕНИЯ, ПРИНЯТЫЕ В ОТДЕЛЕ „ДЕСТИЛЛЯЦИЯ“

- M** — молекулярный вес
S — удельный вес
V — объем
x **y** — молекулярная доля компонента в смеси
d_S — плотность жидкости при ее температуре кипения при атмосферном давлении
θ — время
t — температура °C
T — абсолютная температура в °K
T_c — абсолютная критическая температура в °K
T_R — приведенная температура, равная отношению $\frac{\text{абс. темп-ра}}{\text{абс. крит. темп-ра}}$
P — упругость пара чистого компонента
P_c — критическое давление, *атм*
P_R — приведенное давление, равное отношению $\frac{\text{абс. давление}}{\text{абс. критич. давление}}$
π — общее давление смеси
p — парциальная упругость пара компонента над смесью
r — скрытая теплота испарения
c_p — удельная теплоемкость при атмосферном давлении
M_c — молекулярная теплоемкость
H — общий коэффициент теплопередачи
f — летучесть (fugacity)
V_{1,2} — летучесть $\left(\text{volatility} = \frac{P_{1,2}}{x_{1,2}} \right)$
α — относительная летучесть $\left(\text{relative volatility} = \frac{v_1}{v_2} \right)$
E_v — эффективность испарения
E — коэффициент полезного действия тарелки
E_T — коэффициент использования температуры

Условные обозначения, принятые в расчетах теплового и материального балансов см. стр. 702

ЛИТЕРАТУРА

Общая справочная литература

- Э. Гаусбранд, Действие ректификационных и перегонных аппаратов, Л. Гос. Научно-Техн. Изд. 1931.
 Young, Distillation Principles and Processes, London, 1922.
 Робинзон, Основные начала дробной перегонки, Харьков 1930.
 Sorel, La Rectification de l'alcohol, Paris 1893,

- Ш. Марийе, Перегонка и ректификация в спиртовой промышленности, М.-Л. Снабтехиздат, 1934.
 В. Уокер, В. Льюис и В. Мак-Адамс, Типовая химическая аппаратура, Химтеоретиздат, Л. 1933—1935.
 В. Бэджер и Мак-Кэб, Основные процессы и аппараты химической промышленности, Госхимтехиздат, 1933.
 Эллиот, Принципы перегонки, Перегонка на практике, Н. Х. Т. И. 1922.
 Торман, Перегонка и ректификация. Химтеоретиздат, Л. 1935.

Специальная литература

- Cox, Ind. Eng. Chem. 15, 592 (1923).
 Calingaert and Davis, Ind. Eng. Chem. 17, 1287 (1925).
 Copson and Frohlich, Ind. Eng. Chem., 21, 1116 (1929).
 Cope, Lewis and Weber, Ind. Eng. Chem., 22, 889 (1931).
 Lewis and Luke, Trans. A. S. M. E., 54, № 17 (1932).
 Watson, Ind. Eng. Chem., 23, 310 (1931).
 Porter, J. Am. Chem. Soc., 48, 2055 (1926).
 Dana, Jenkins, Burdick and Timm, Refrigerating Eng., 12, 387 (1910).
 Leslie, Geniesse, Legatski and Jagrowski, Ind. Eng. Chem., 18, 45 (1926).
 U. S. Bur. Standards Misc. Pub. 97.
 Young, Sci. Proc. Royal Dublin Soc., 12, 374 (1910).
 Schultz, Ind. Eng. Chem., 22, 785 (1930).
 Bahlke and Kay, Ind. Eng. Chem., 21, 942 (1929).
 Fortsch and Whitman, Ind. Eng. Chem., 18, 795 (1926).
 Bahlke and Kay, Ind. Eng. Chem., 24, 21 (1932).
 Weir and Eaton, Ind. Eng. Chem., 24, 211 (1931).
 Ogrodzinski and St. v. Pilat, Petroleum Z., 8, 1181.
 Zeitfuchs, Ind. Eng. Chem., 18, 79 (1926).
 Bridgeman, Am. Petroleum Inst., Bull. 10, p. 124, 1929.
 Каминер, „Нефтяное Хозяйство“, 11, 219 (1926).
 Саханов и Васильев, „Нефтяное Хозяйство“, 14, 643 (1928).
 Bahlke and Fitzsimons, Am. Petroleum Inst., Bull. 11, p. 70, 1931.
 Nelson, Petroleum Eng., 2, 228 (1931).
 Brown and Caine, Trans. A. I. Ch. E., 21, 21 (1928).
 Calingaert and Hitchcock, J. Am. Chem. Soc., 49, 750 (1927).
 Davis, Proc. Fifth Ann. Conv. Nat. Gas. Mfrs., p. 37, 1926.
 Maxson, Proc. Fourth Ann. Conv. Nat. Gas. Mfrs., p. 25, 1925.
 McLouth, Nat. Petroleum News, 20, № 52, p. 52 (Jan. 3, 1929).
 Podbielniak and Brown, Ind. Eng. Chem., 21, 773 (1929).
 Rogers and Brown, Ind. Eng. Chem., 22, 258 (1930).
 Lewis and Smoley, Am. Petroleum Inst., Bull. 11, p. 73, January, 1930.
 Hachmuth, Ind. Eng. Chem., 24, 82 (1932).
 Cummings, Ind. Eng. Chem., 23, 900 (1931).
 Lewis and Randall, „Thermodynamics and the Free Energy of Chemical Substances“, Mc Graw-Hill, New York, 1923 (есть русский перевод).
 Rayleigh, Phil. Mag., 6, 521 (1902).
 Von Zawidowski, Z. physik. Chem., 35, 129, 138 (1900).
 Rosanoff, Bacon and Schulze, J. Am. Chem. Soc. 36, 1999 (1914).
 Yamaguchi, J. Tokyo Chem. Soc., 34, 691 (1913).
 Sameshima, J. Am. Chem. Soc., 40, 1432 (1918).
 Othmer, Ind. Eng. Chem., 20, 743 (1923).
 Rosanoff and Eassey, J. Am. Chem. Soc., 31, 979 (1914).
 „International Critical Tables“, Mc Graw-Hill, New York (см. также „Справочник физических, химических и технологических величин“ Технической энциклопедии).
 Carey and Lewis, Ind. Eng. Chem., 24, 882 (1932).
 Landolt-Börnstein, изд. 1931 г.
 Dodge and Dunbar, J. Am. Chem. Soc., 44, 608 (1927).
 Noyes and Warfle, J. Am. Chem. Soc., 23, 463 (1901).
 Stockhardt and Hull, Ind. Eng. Chem., 23, 143 (1931).
 Rayleigh, Phil. Mag., 8, 534 (1904).
 Mc Adams, неопубликованные „Notes on Distillation“, Технологический институт в Массачузете, 1931.
 Stauffer, Roberts and Whitmann, Ind. Eng. Chem., anal. ed. 2 (Jan. 15, 1931).
 Carey, Sc. D., Диссертация, Технологический институт в Массачузете, 1931.
 Piroomov and Beiswenger, Am. Petroleum Inst., Bull. 10, p. 52, 1929.
 McCabe and Thiele, Ind. Eng. Chem., 17, 605 (1925).

- Murphree, Ind. Eng. Chem. 17, 747, 960 (1925).
 Whitmann, Chem. Met. Eng., 29, 147 (1923).
 Baker and Stockhardt, Ind. Eng. Chem., 22, 376 (1930).
 Lewis and Matheson, Ind. Eng. Chem., 24, 494 (1932).
 Cope and Lewis, Ind. Eng. Chem., 24, 498 (1932).
 Brown, Souders and Nyland, Ind. Eng. Chem., 24, 522 (1932).
 Hempel, Z. anal. Chem., 20, 502 (1881).
 Marshall and Sutherland, Ind. Eng. Chem., 19, 735 (1927).
 Maerker-Delbrück, „Spiritus Fabrikation“, изд. 1908 г., стр. 813.
 Peters, Ind. Eng. Chem., 14, 476 (1922).
 Gourley, Proc. Inst. Civil Eng., 184, 297 (1910—1911).
 Peterkin and Ferris, Ind. Eng. Chem., 17, 1249 (1925).
 Lewis and Wilde, Trans. A. I. Ch. E., 21 (1928).
 A. S. T. M. Standards, 1930.
 Beiswenger and Child, Ind. Eng. Chem., anal. ed., 2, 284 (July 15, 1930).
 Peters and Baker, Ind. Eng. Chem., 18, 6 (1926).
 Podbielniak, Ind. Eng. Chem. anal. ed., 3, 177 (1931).

1. ОПРЕДЕЛЕНИЯ

Дистилляция представляет собой процесс разделения жидкой смеси на составные части путем частичного испарения смеси и раздельного улавливания пара и остатка. Более летучие составные части исходной смеси получают в повышенной концентрации в паре; менее же летучие — в большей концентрации в жидком остатке. Полнота разделения зависит от некоторых свойств компонентов смеси и от способа проведения процесса дистилляции.

В общем, выражение *дистилляция* применяется к процессам испарения, при которых образующиеся пары улавливаются обыкновенно путем конденсации. *Выпаривание* относится обычно к удалению воды из водных растворов нелетучих веществ путем испарения. Образующиеся при этом водяные пары не улавливаются¹.

Наибольшее применение дистилляция находит при процессах выделения одного или нескольких компонентов из смесей органических соединений, напр. выделение пропана из смесей низкокипящих углеводородов. Можно указать также на некоторые применения процессов дистилляции в области чисто неорганической, например разделение составных частей воздуха путем сжижения его и последующей дистилляции, а также выделение аммиака из аммиачных вод.

Деструктивная перегонка заключается в том, что исходный продукт вначале подвергают термическому разложению и образовавшиеся при этом летучие продукты удаляются из смеси в парообразном состоянии.

Ректификация представляет собой дистилляцию, проводимую таким образом, что пар, поднимающийся из перегонного аппарата, вступает в соприкосновение с жидкостью, которая образовалась путем конденсации части пара, образовавшегося предварительно. В результате такого соприкосновения происходит теплообмен и переход вещества из одной фазы в другую, что обеспечивает значительное обогащение пара более летучими компонентами. Этого нельзя достигнуть простой дистилляцией при затрате того же количества тепла. Сконденсировавшиеся пары, возвращаемые обратно для соприкосновения с парами жидкости, называются *флегмой*.

Применяемые обычно установки, в которых пары из аппарата по пути к холодильнику встречают поток конденсата (флегмы), называются *ректификационными колоннами*.

¹ Эти определения процессов дистилляции и испарения не совсем верны.

Процессом дистилляции называют такую обработку жидкостей, при которой жидкость частично или полностью испаряется и образующийся пар конденсируется, образуя так называемый дистиллят.

Процессом испарения называется такой процесс перехода жидкости в парообразное состояние, при котором упругость пара жидкости меньше, чем давление окружающей среды, в отличие от процесса кипения, при котором давление пара жидкости равно (или вернее — несколько больше) давлению окружающей среды. *Прим. ред.*

Выражение флегмовое число в ректификации обычно применяется в двух различных случаях, а именно:

1) в производстве флегмовое число означает большей частью количество флегмы на единицу конденсата, удаляемого в виде конечного продукта;

2) при проектировании флегмовое число принимается как отношение жидкой флегмы к пару в некоторой данной точке ректификационной колонны (см. стр. 703).

В литературе флегмовое число применяется в обоих указанных выше смыслах, и там, где это выражение точно не определено, необходимо справиться в соответствующем тексте для определения значения, в котором это выражение применялось. Надо отметить, что флегмовое число согласно первому определению может изменяться от нуля до бесконечности, тогда, как в случае применения второго определения численное значение флегмового числа может колебаться от нуля до единицы.

„Фракционирование“ является синонимом ректификации и обычно применяется к процессам ректификации в нефтяной промышленности¹.

Дефлегмация или **частичная конденсация**. Эти термины часто применяются к случаям охлаждения смесей паров до определенной температуры. Конденсирующаяся при этом часть паров богаче высокими кипящими составными частями по сравнению с исходным паром. Дефлегмация обычно комбинируется с ректификацией. Например, **частичный конденсатор**, или **дефлегматор**, может быть помещен в верхней части ректификационной колонны для конденсации части поднимающихся паров и возвращения конденсата в колонну в виде флегмы.

II. ОБЩИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ И ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ДАННЫЕ, ПРИМЕНЯЕМЫЕ ПРИ РАСЧЕТЕ ДИСТИЛЛЯЦИИ

Упругость пара

Под упругостью пара жидкости понимают давление паров этой жидкости при некоторой данной температуре, при которой парообразная и жидкая фазы вещества могут сосуществовать в равновесии. Если поддерживать постоянную температуру и сжимать пар над чистой жидкостью, то будет происходить конденсация до тех пор, пока будет оставаться пар. Наоборот, если увеличивать объем, занимаемый паром, то будет продолжаться испарение.

Величины упругости паров широко применяются при расчетах составов пара и жидкости смесей, когда парообразная и жидкая фазы находятся в равновесии. Однако упругость пара чистого вещества не равна упругости пара этого же вещества в растворе, где он является одним из компонентов смеси. При расчетах дистилляции принимают во внимание понижение упругости пара, применяя извест-

¹ Термин „фракционирование“ сам по себе не определяет еще процесса. Он только указывает в данной области на такое проведение различных процессов, при которых получают различной чистоты конденсаты фракции. Например мы можем дистилляцию проводить фракционированно, если будем собирать конденсирующийся пар не в один приемник, а в несколько. Мы можем конденсацию пара проводить также фракционированно, если конденсировать его не сразу, а частями. *Прим. ред.*

ные законы для растворов, или используют экспериментальные данные для парциальных упругостей паров соответствующих компонентов в смеси.

Данных для упругостей паров в литературе имеется очень много. Часто зависимость упругости пара от температуры должна быть экстраполирована или интерполирована по недостаточным или несо-

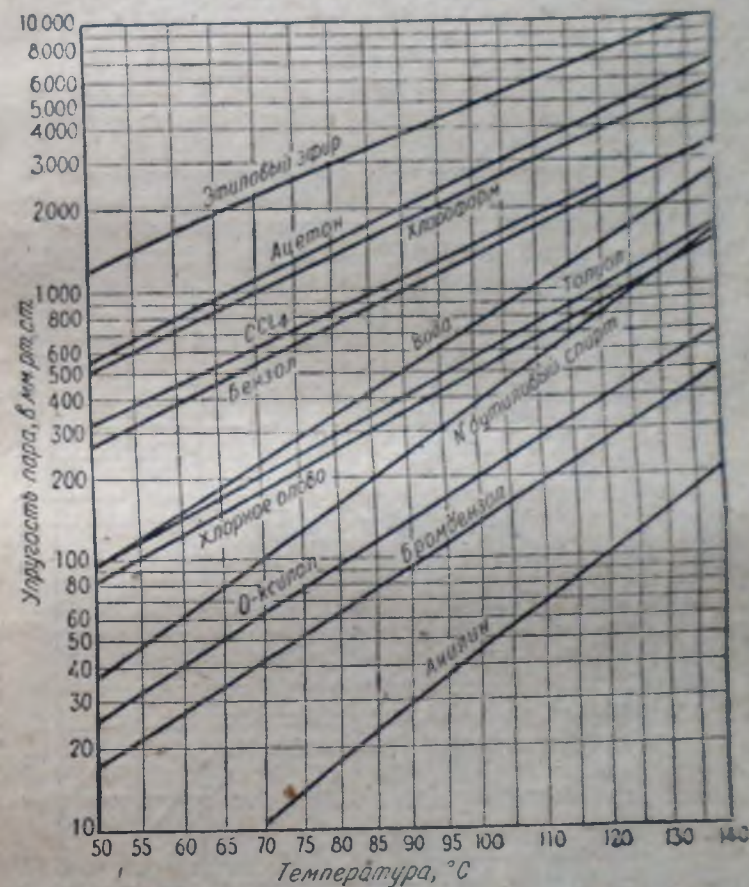


Рис. 1. Кривые упругости пара жидкостей.

дежным данным. Для таких случаев в следующих разделах суммированы некоторые необходимые термодинамические соотношения. Для быстрых справок данные об упругостях пара некоторых наиболее часто встречающихся веществ представлены в виде кривых наряду с кратким объяснением методов, применяемых при их построении.

Приближенное уравнение Клапейрона-Клаузиуса (см. стр. 30). Весьма полезное правило, вытекающее из уравнения Клапейрона-Клаузиуса для соотношения упругостей пара, состоит в том, что график построенный по логарифму упругости пара и величине, обратной абсолютной температуре, образует по существу, прямую линию в пре-

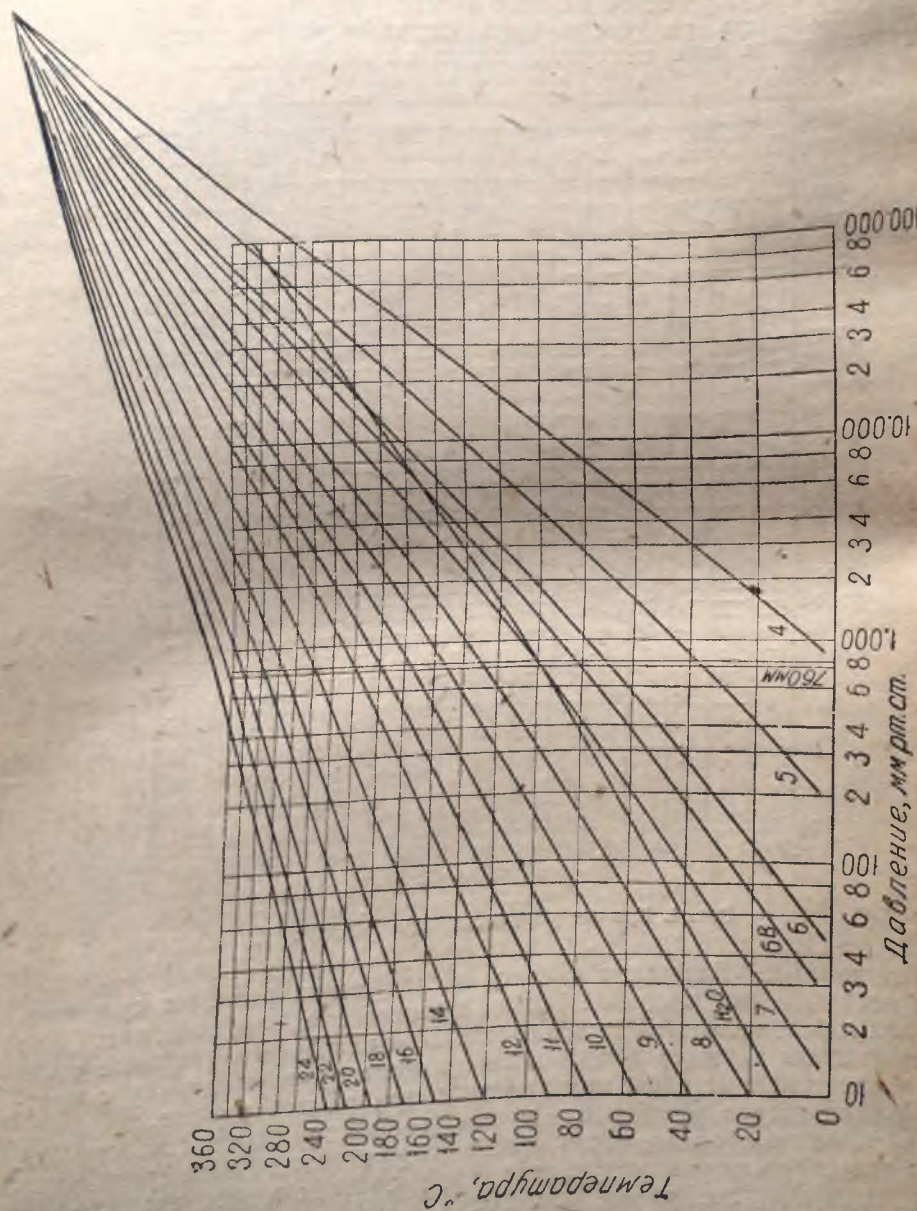


Рис. 2. Диаграмма Кокса (Cox) для упругости пара нормальных парафиновых углеводородов при температурах от 0 до 360°C. Цифры кривых обозначают n в формуле $C_n H_{2n+2}$.

делах близкого ряда температур. В широких пределах температур кривые упругости пара, построенные подобным образом, обнаруживают небольшую кривизну по сравнению с кривыми, построенными по упругости пара и температуре. Рис. 1 и 3 иллюстрируют применение кривых $\lg p$ по $1/T$.

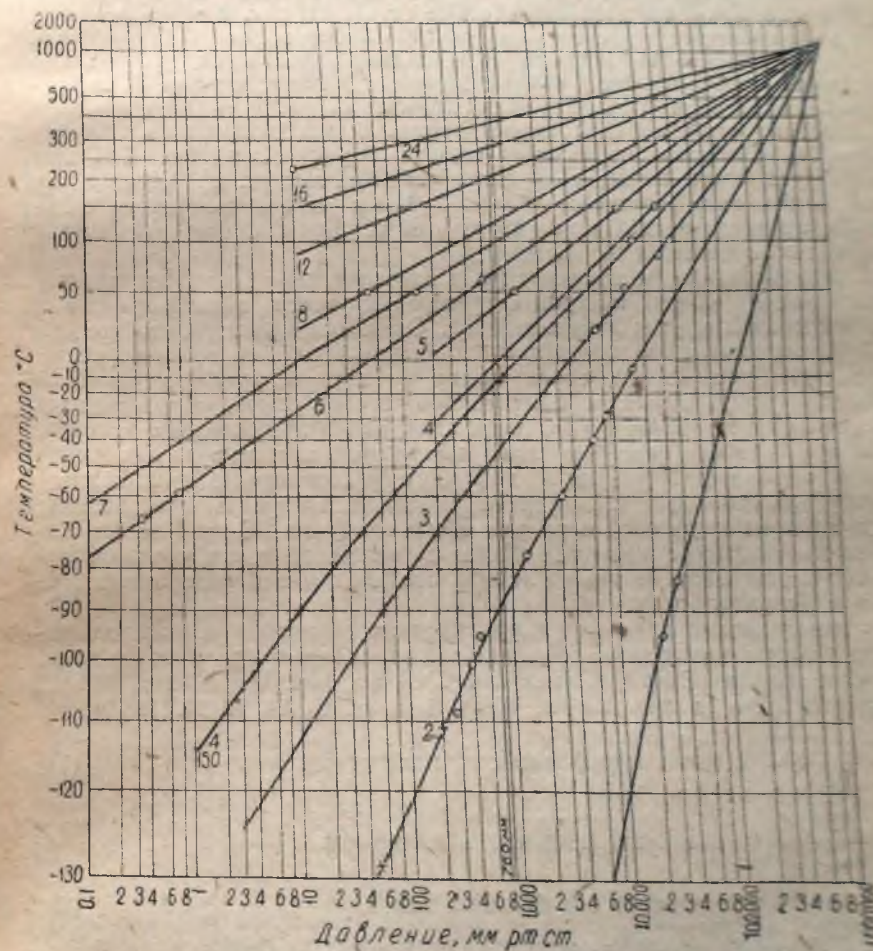


Рис. 2а. Диаграмма Кокса (Cox) для упругости пара нормальных парафиновых углеводородов при температурах от -130 до 200°C. Цифры обозначают то же, что и на рис. 2.

Рис. 3, построенный по соотношениям, данным Corson и Frohlich [Ind. Eng. Chem., 21, 1116 (1929)], дает упругости паров низших алифатических углеводородов.

Правило Дюринга: см. стр. 32.

Диаграмма Кокса [Cox, Ind. Eng. Chem., 15, 592 (1923); Calingaert и Davis, Ind. Eng. Chem., 17, 1287 (1925)].

Метод, оказавшийся наиболее удобным при построении кривых упругостей пара нефтяных углеводородов, иллюстрируется на рис. 2 и заключается в следующем.

Желательный ряд упругостей пара откладывается по горизонтальной оси, применяя логарифмическую сетку. На рис. 2 горизонтальная шкала включает давления от 10 до 100 000 мм рт. ст.

Для нанесения температурной шкалы проводится произвольно прямая линия, имеющая наклон вправо, как видно по рис. 2, на прямой, помеченной H_2O . Эта линия должна представлять упругость пара воды; по этой причине температурная шкала должна быть соответствующим образом согласована со шкалой упругости пара. Так, при $40^\circ C$ упругость паров воды составляет 55,3 мм рт. ст. Через точку на линии воды, соответствующую 55,3 мм рт. ст., проводится ордината, представляющая температуру в $40^\circ C$. Вся температурная шкала наносится подобным же образом.

Получив шкалы температуры и давления по методу, описанному уже выше, можно построить кривые упругости пара нормальных парафинов и других углеводородов. Оказалось при этом, что все они образуют линии, близкие к прямым, имеющие общую точку пересечения. На рис. 2 эта точка видна в правом углу за шкалами температуры и давления. Большинство углеводородов, встречающихся в нефти, имеют кривые упругости пара, почти параллельные таковым для парафинов. Пользуясь такой диаграммой, можно, зная одну точку на кривой упругости пара нефтяного углеводорода, например его точку кипения при атмосферном давлении, построить приближенно всю кривую упругости пара для этого вещества. С этой целью следует на диаграмме провести линию от известной точки через общую точку пересечения. Числа на линиях означают число углеродных атомов в углеводородах ¹.

Критическое давление и критическая температура углеводородов. Следующие правила пригодны для определения критических точек углеводородов [Core, Lewis and Weber, Ind. Eng. Chem., 23, 889 (1931) и Lewis and Luke, Trans. A. S. M. E., 54, № 17 (1932)].

$$\frac{MP_c}{T_c} = 5,06 \text{ для парафинов с прямой цепью} \quad (1a)$$

$$\frac{MP_c}{T_c} = 6,05 \text{ для насыщенных циклических соединений без боковых цепей} \quad (1b)$$

$$\frac{MP_c}{T_c} = 6,22 \text{ для ароматических соединений без боковых цепей (Ic),}$$

где M — молекулярный вес, P_c — критическое давление в атмосферах, T_c — критическая температура в $^\circ C$ абс.

¹ Новый метод расчета упругости пара чистых жидкостей, жидких смесей и растворов, предложенный Киреевым, см. отд. 1, стр. 33. Там же приведена и номограмма для этих расчетов. Прим. ред.

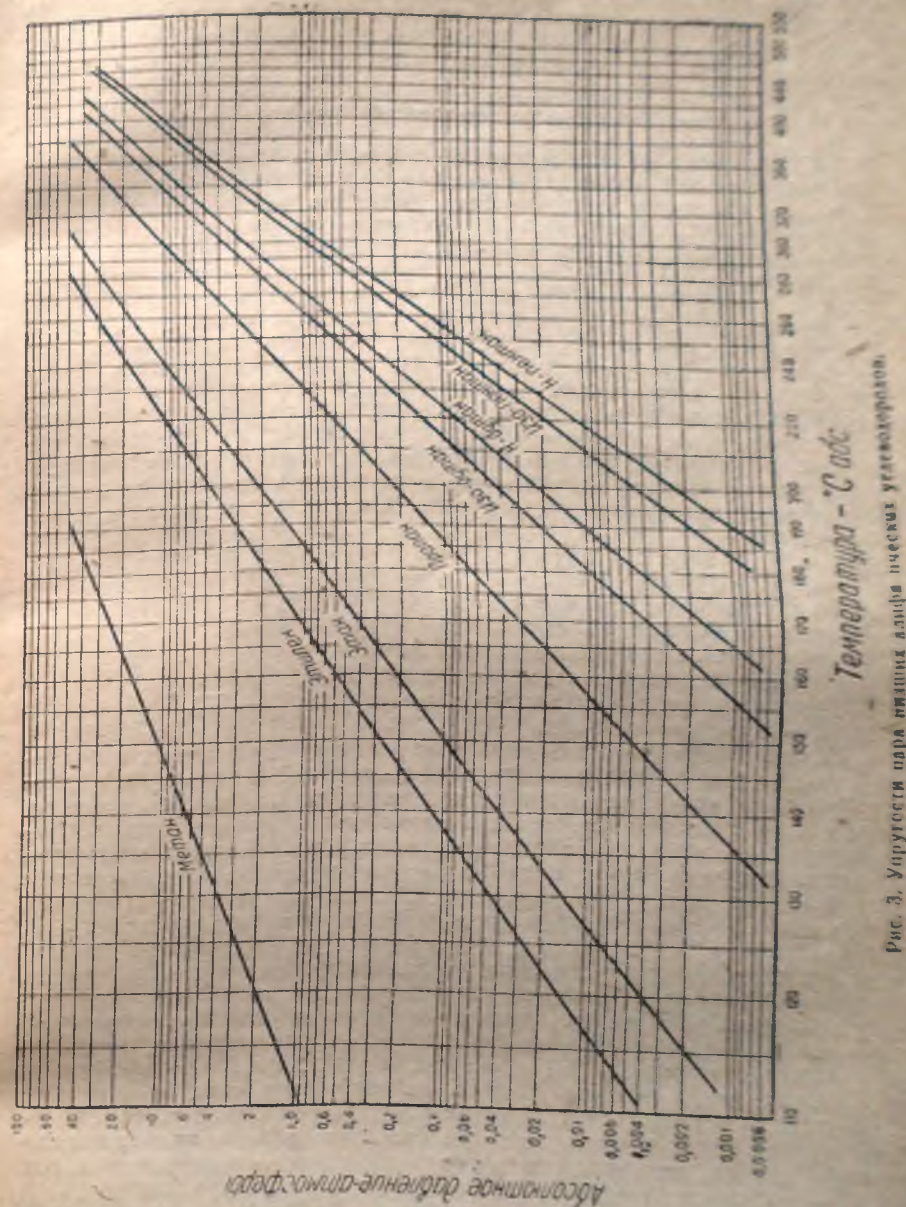


Рис. 3. Упругости пара низших алифатических углеводородов.

отсчитана молекулярная теплота испарения углеводорода при любой температуре, если известна его температура кипения при атмосферном давлении. Соотношение, описанное Шульцем [Schultz, Ind. Eng. Chem., 22, 785 (1930)], является в настоящее время, пожалуй, наилучшей из опубликованных диаграмм подобного рода. Величины скрытых теплот испарения углеводородов, полученные этим методом, хорошо совпадают с величинами, полученными экспериментальным путем для нефтяных фракций, вследствие чего можно рекомендовать пользоваться соотношением, показанным на рис. 5, пока производится дальнейшее изучение этого вопроса.

Шульц [Schultz, Ind. Eng. Chem., 22, 785 (1930)], используя данные Юнга (loc. cit.) и Портера и Дана (Porter and Dana, loc. cit.) по углеводородам вплоть до октана, рассчитал скрытые теплоты для парафиновых углеводородов до $C_{19}H_{40}$. Шульц пользовался принципом, основанным на том, что молекулярная энтропия испарения любого углеводорода, построенная по молекулярной энтропии испарения стандартного вещества при том же давлении, образует прямую линию в широких пределах давления. В качестве нормального вещества был взят октан.

Математически этот принцип может быть выражен следующим уравнением:

$$\frac{Mr}{T} = m \left(\frac{M'r'}{T'} \right) + b, \quad (2)$$

где $\frac{Mr}{T}$ — молекулярная энтропия испарения вещества, для которого производится экстраполяция;

$\frac{M'r'}{T'}$ — молекулярная энтропия испарения нормального вещества

при том же давлении, при котором определяется $\frac{Mr}{T}$;

m — наклон прямой,

b — отрезок прямой.

Для того чтобы определить m и b , необходимо иметь по меньшей мере два ряда значений для $\frac{Mr}{T}$ и $\frac{M'r'}{T'}$ при двух соответствующих давлениях. Шульц, однако, нашел, что m удовлетворительно определяется из отношения удельной теплоемкости пара данного углеводорода (при его температуре кипения при атмосферном давлении) к удельной теплоемкости пара октана, кипящего при 760 мм рт. ст. Против этого метода возражает Ватсон [Watson, Ind. Eng. Chem., 23, 360 (1931)]. Удельные теплоемкости были рассчитаны по уравнению Балка и Кея [Balke and Kay, Ind. Eng. Chem., 21, 942 (1929)]

$$c_p = \frac{(1,8t + 702)(4,0 - S)}{6450}, \quad (3)$$

где c_p — удельная теплоемкость пара при атмосферном давлении;

t — температура в $^{\circ}\text{C}$;

S — удельный вес, 15,55 $^{\circ}\text{C}$ /15,55 $^{\circ}\text{C}$.

Если скрытые теплоты для всех парафинов при их температурах кипения при 760 мм рт. ст. могут быть определены, то может быть

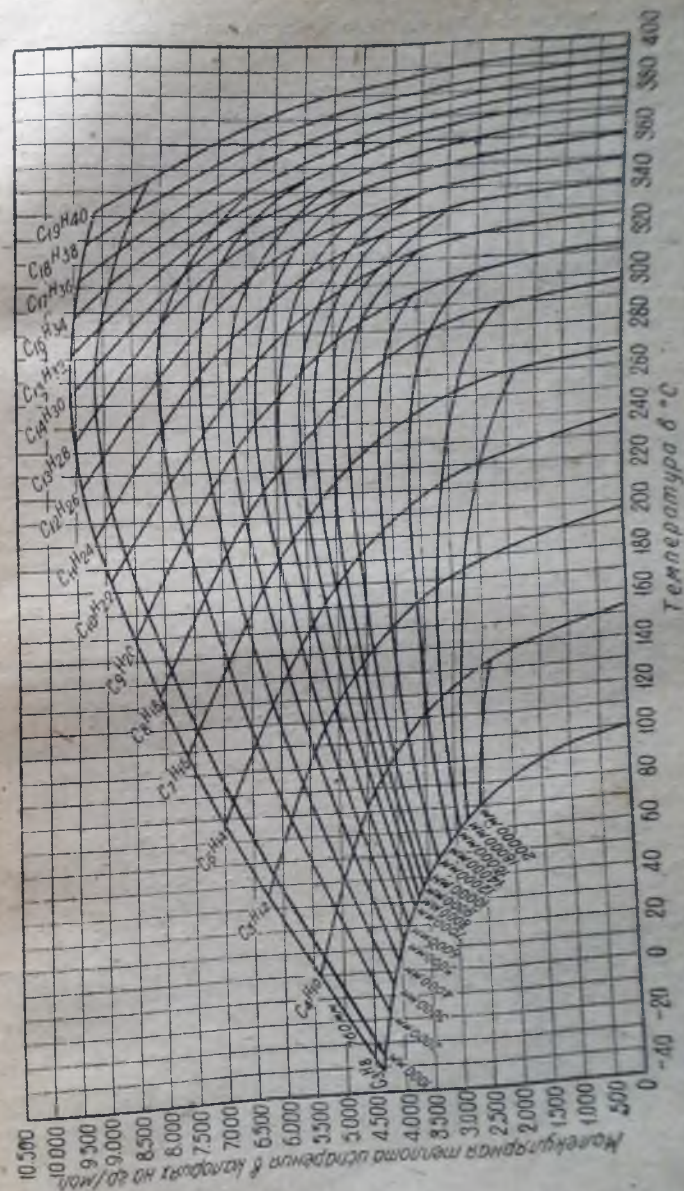


Рис. 5. Молярные скрытые теплоты испарения нормальных парафиновых углеводородов.

установлено значение b для любого данного члена этого ряда углеводородов. Эта зависимость выражается через

$$r = 0,18t - 93,5, \quad (4)$$

где r — скрытая теплота, выраженная в кал/г при температуре t ;
 t — температура кипения в °C при 760 мм рт. ст.

Используя соотношения (2), (3) и (4), Шульд построил диаграмму, изображенную на рис. 5.

Балк и Кей [Bahlike and Kay, Ind. Eng. Chem., 24, 29 (1932)] указывают, что в данное время представляется необычным определение, принятое для скрытой теплоты испарения смеси углеводородов, представляющих ряд по своим температурам кипения. При испарении такой смеси, при условии постоянства давления в продолжение всего процесса испарения, температура должна измениться от начальной до конечной температуры равновесного испарения; или, если температура поддерживается постоянной, то должно измениться давление от той величины, при которой начинается испарение, до давления, при котором испарение закончилось при данной температуре. Для последнего процесса величина теплоты испарения оказывается большей. Балк и Кей (Bahlike and Kay, loc. cit) приводят сводку термодинамических соотношений, имеющих применение при расчетах термических свойств нефтяных потоков наряду с числовыми расчетами тех же термических свойств по экспериментальным данным, имеющимся для P - V - T .

В соответствии с высказанными выше положениями предлагаемый метод применения рис. 5 для определения скрытой теплоты испарения нефтяных фракций иллюстрируется следующим примером, в котором температура испарения принята постоянной.

Пример. Бензин испаряется под таким давлением, чтобы температура испарения была 260°C. Дистилляция газойля по методу Американского общества испытания материалов (A. S. T. M.) (стр. 745) дает следующие результаты:

Начальная температура кипения	37,8°C
10%	82,2
20%	98,9
30%	110
40%	120
50%	127,8
60%	137,8
70%	149
80%	160
90%	177
Конечная температура кипения	204
Средняя температура кипения (среднее между начальной температурой кипения, конечной и девятью промежуточными температурами)	127°C

При нахождении 127°C на линии 760 мм на рис. 5, точка эта оказывается лежащей слегка вправо от кривой для C_8H_{18} . Пользуясь кривой для C_8H_{18} как направляющей, находят на ней точку, соответствующую 260°C, и отсчитывают молекулярную скрытую теплоту испарения равной 450. По рис. 7 молекулярный вес, соответствующий температуре кипения в 127°C, определяется равным 115. Скрытая теплота в кал

на грамм $\frac{450}{115} = 39,1$. Если достаточна лишь частичная дистилляция по методу Американского общества испытания материалов, то в качестве средней температуры кипения может быть принята температура, при которой испарилось 50% вещества. В случае высококипящих фракций средняя температура кипения при перегонке в вакууме может быть экстраполирована к атмосферному давлению при помощи диаграммы, изображенной на рис. 2.

Общие теплоемкости нефтяных фракций. Вейр и Итон [Weir and Eaton, Ind. Eng. Chem., 24, 211 (1932)] приводят экспериментально полученные данные по общей теплоемкости для пяти нефтяных фракций при высоких температурах и давлениях.

Полные данные по скрытой теплоте испарения. Относительно данных по скрытой теплоте испарения для различных других продуктов см. стр. 40—44.

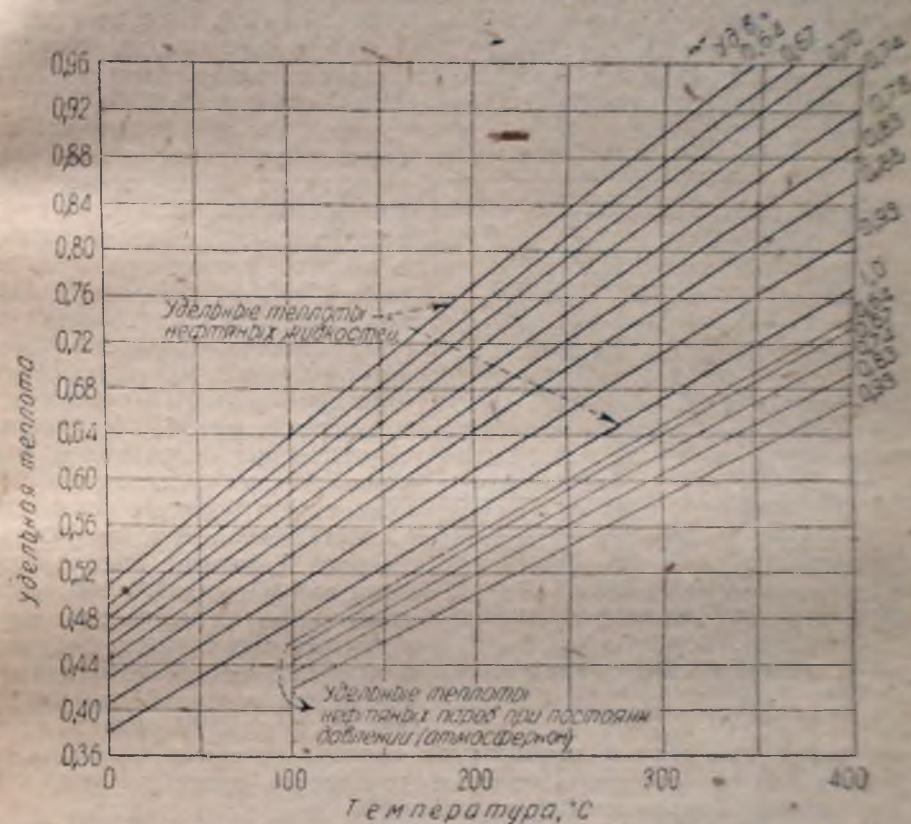


Рис. 6. Удельные теплоты нефтей.

Удельные теплоемкости жидкостей и паров

Для быстрых справок на рис. 6 графически построены уравнения Фортша и Уайтмана [Fortsch and Whitman, Ind. Eng. Chem., 18, 795 (1926)] для нефтяных жидкостей и Балка и Кей [Bahlike and Kay, Ind. Eng. Chem., 21, 942 (1929)] для нефтяных паров.

Молекулярные веса нефтяных фракций

Для всех чистых соединений удельные объемы паров могут быть рассчитаны с точностью, достаточной для технических целей, из известных величин молекулярного веса и законов идеальных газов (см. стр. 637).

Для нефтяных фракций также необходимо бывает установить молекулярный вес. Нижняя кривая на рис. 7 представляет собой среднюю по численным кривую, полученную при графическом построении экспериментально определенных молекулярных весов в зависимости от средних температур кипения соответствующих фракций по данным различных литературных источников [Ogrodzinski and St. v. Pilat, *Petroleum Z.*, 8, 1181; *Zeitschrifts. Ind. Eng. Chem.*, 18, 79 (1926); Bridgeman, *Am. Petroleum Inst. Bull.*, 10, p. 124 (1929); Каминер, *Нефтяное хозяйство*, 11, 219 (1926); Саханов и Васильев, *Нефтяное хозяйство*, 14, 643 (1928); Bahlke and Fitzsimons, *Amer. Petroleum Inst. Bull.*, 11, p. 70 (1930); Nelson, *Petroleum Eng.*, 2, 228 (1931)].

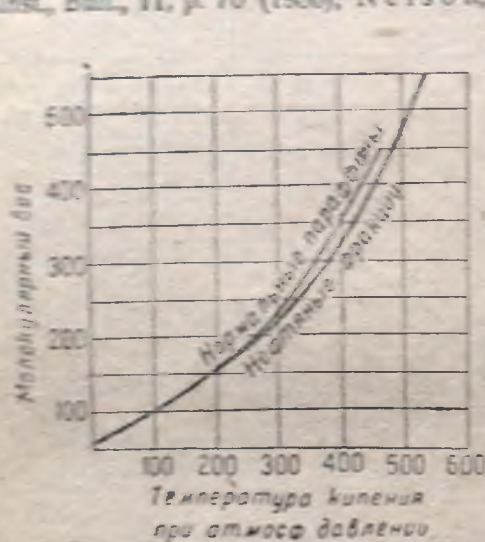


Рис. 7. Зависимость молекулярных весов нормальных парафинов и нефтяных фракций от их средних температур кипения.

Верхняя кривая на рис. 7 изображает зависимость температур кипения от молекулярных весов для чистых парафинов. Обе кривые на рис. 7 почти сливаются в области температур, лежащих ниже 200°C. Эта область температур кипения включает в себя газолиты и тяжелые фракции нефти. Для подвижных, невязких веществ точность величин, полученных при пользовании рис. 7, очевидно, такая же, какая получается при помощи обычных соотношений. Для высококрекированных газолитов и нефтей величины, полученные по рис. 7, должны быть помножены на 0,90 до 0,95. Необходимо отметить, что сопоставление молекулярного веса по удельному весу безнадёжно, в особенности для низкокипящих фракций, вследствие широкого разнообразия величин

плотности при данной температуре кипения, так как одна и та же фракция может содержать большое количество ароматических, нафтеновых или парафиновых углеводородов.

Применение рис. 7 иллюстрируется следующим примером. Перегонка керосина по А. С. Р. М. (стр. 745) дает:

Начальная температура кипения	204°C
10%	218
20%	224
30%	232
40%	238
50%	243
60%	250
70%	257
80%	266
90%	277
Конечная температура кипения	293
Средняя температура кипения (среднее из начальной, конечной и девяти промежуточных температур)	246°C

По рис. 7 температуре 246°C соответствует молекулярный вес 185.

Для высококипящих фракций средняя температура кипения, установленная при перегонке в вакууме, может быть экстраполирована на атмосферное давление с помощью диаграммы, изображенной на рис. 2.

Законы идеальных газов (см. стр. 21 и 22)

Законы идеальных газов в дистилляции применяются в двух наиболее важных случаях, а именно:

- 1) при расчете парциальных упругостей пара по закону Дальтона и
- 2) при расчете объемов пара на основании газовых законов.

Для большинства расчетов дистилляции точность газовых законов при умеренных давлениях достаточна. Можно указать на стр. 22 для иллюстрации случаев применения законов идеальных газов и других уравнений состояния.

Льюис (W. K. Lewis) с сотрудниками выявил недавно соотношения в отклонениях паров углеводородов от законов идеальных газов [Cope, Lewis and Weber, *Ind. Eng. Chem.*, 23, 882 (1931) и Lewis and Luke, *Trans. A. S. M. E.*, 54, № 17 (1932)].

Для определения возможных при промышленной дистилляции нефти приблизительных отклонений от газовых законов автор применил следующие принципы к частным случаям, приводимым в табл. 1.

Автор брал средние из применяемых в нефтяной промышленности температур. Случаи, приведенные в табл. 1, включают в себя условия работы колонн как при атмосферном давлении, так и в вакууме, для дистилляции сырой нефти, и колонн для фракционированной дистилляции газолитов под давлением. Последнее обычно применяется при крекинг-процессах. Табл. 1 показывает, что условное применение газовых законов к расчетам объемов пара в колоннах для фракционирования нефти, по крайней мере в данном случае, вполне оправдывается. При более высоких температурах и давлениях, имеющих место в зонах крекинга в крекинг-установках, а также и при процессах стабилизации и адсорбции, проводимых под высоким давлением, наблюдаются более значительные отклонения от газовых законов.

Таблица 1

Отклонения от газовых законов в колоннах для фракционирования нефти

Рабочее давление	Пары	% ошибки в расчетах объема пара, произведенных по газов. законам
760 мм	Бензин	0
760 мм	Керосин	+ 2
760 мм	Газойль	+ 5
80 мм	Смазочное масло	0
3,4 ат	Бензин	+ 15

Законы растворов

Как указано было выше (см. стр. 624), упругость насыщенного пара чистого вещества не является равной его парциальной упругости, когда это вещество находится в смеси в качестве одного из компо-

ентов. Когда компоненты смеси взаимно растворяются друг в друге, то упругость пара каждого из компонентов понижается в присутствии другого компонента. Довольно часто приходится прибегать к помощи имеющихся экспериментальных данных, когда бывает необходимо определить парциальные упругости паров соответственных компонентов в растворе. В некоторых случаях два закона, приводимые ниже, оказывают большую помощь в расчетах дистилляции.

Закон Рауля (см. стр. 52). Закон Рауля гласит, что для жидкой смеси, в которой молекулы соответственных компонентов имеют один и тот же размер и при смешении компонентов не происходит ассоциации молекул, не образуются химических соединений и т. д., парциальная упругость любого компонента равна упругости пара чистого вещества, помноженной на молекулярную долю его в растворе:

$$p = Px, \quad (5)$$

где p — парциальная упругость пара компонента над смесью,

P — упругость пара чистого компонента при температуре смеси,
 x — молекулярная доля компонента в смеси.

Некоторые бинарные смеси органических соединений, как например смесь бензола с толуолом, почти точно следуют этому закону. Особенно важное значение с точки зрения техники имеет применимость закона Рауля к углеводородам, встречающимся в нефтяных продуктах, в которых эти углеводороды образуют сложную смесь подобно нефти, и продуктам ее фракционирования. Следует указать на большое количество посвященных этому вопросу работ, в которых приводится много экспериментальных данных. [Brown and Caine, Trans. A. I. Ch. E., 21, 21 (1928). Calingaert and Hitchcock, J. Am. Chem. Soc. 49, 750 (1927). Davis, Proc. Fifth Ann. Conv., Assoc. Nat. Gas. Mfrs., p. 37, 1926. Maxson, Proc. Fourth Ann. Conv. Assoc. Nat. Gas. Mfrs., p. 25, 1925. McLouth, Nat. Petroleum News, 20, № 32, p. 54, 1928. Piroomov and Beiswenger, Am. Petroleum Inst., Bull. 10, p. 52, Jan. 3, 1929. Podbielniak and Brown, Ind. Eng. Chem., 21, 773 (1929), Rogers and Brown, Ind. Eng. Chem., 22, 258 (1930). Lewis and Smoley, Am. Petroleum Inst., Bull. 11, p. 73, January, 1930. Hachmuth, Ind. Eng. Chem., 24, 82 (1932)].

В некоторых работах даются соответствующие объяснения наблюдающимся отклонениям от закона Рауля, которые лежат в пределах от 5 до 15%. Однако, несмотря на то, что при применении закона Рауля к сложным смесям углеводородов наблюдаются отклонения в пределах указанных выше величин, принцип этот является важным при технических расчетах для таких смесей. Экспериментальные данные для сравнения с величинами, полученными в результате расчетов по закону Рауля, будут приведены в дальнейших параграфах этого раздела (стр. 639, 683—686), в качестве иллюстраций методов расчета. Не найдено до сих пор никаких общих оснований для установления какой-либо зависимости в отклонениях от закона Рауля при применении его к нефтяным углеводородам. Так как эти отклонения могут быть положительными или отрицательными, то ими большей частью без вреда пренебрегают в случае низких давлений и при отсутствии опытных данных для данной смеси.

Несколько закономерностей являются весьма полезными при установлении применимости закона Рауля к неизученным случаям:

1. В смесях, обнаруживающих значительные отклонения от закона Рауля при всех составах смеси, часто имеет место, что закон Рауля применим без серьезных погрешностей к компоненту, присутствующему в смеси в большом количестве, напр. от 95 до 100% всего состава. Это приводит к часто встречающемуся в литературе положению, что в разбавленных растворах закон Рауля применим к растворителю.

2. Наблюдающийся при смешении небольшой или ничтожный тепловой эффект может служить качественным указанием на то, что компоненты смеси будут приблизительно следовать закону Рауля. Необходимо отметить, что эти тепловые эффекты могут быть настолько малы, что их можно не обнаружить при грубом эксперименте.

3. Жидкости, объемы которых аддитивны при смешении, не обнаруживают больших отклонений от закона Рауля, т. е.:

$$V_1 + V_2 = V, \quad (6)$$

где V_1 — объем первого компонента,
 V_2 — объем второго компонента,
 V — объем смеси.

В качестве примера можно указать на то, что парафиновые углеводороды почти полностью следуют уравнению (6), тогда как смеси этилового спирта и воды, которые показывают большие отклонения от закона Рауля, несомненно отклоняются от этого соотношения. Следствие, вытекающее из уравнения (6), заключается в том, что для жидкостей, объемы которых аддитивны при смешении, сумма произведений удельных весов, на объемные доли соответственных компонентов, равна удельному весу полученной смеси:

$$S_1 \left(\frac{V_1}{V} \right) + S_2 \left(\frac{V_2}{V} \right) = S, \quad (7)$$

где S_1 — удельный вес первого компонента,
 S_2 — удельный вес второго компонента,
 S — удельный вес смеси $V = V_1 + V_2$.

Эти критерии можно применять, пользуясь данными для удельных весов, имеющимися в литературе.

Летучесть (fugacity). В применении к расчетам зависимости между жидкостью и паром, находящимися в равновесии, закон Рауля обыкновенно объединяют с законом Дальтона в следующей форме:

$$p = \pi y = Px. \quad (8)$$

В уравнении (8) p , P и x обозначают то же, что и в уравнении (5), тогда как π представляет общее давление над системой, а y — молекулярную долю одного из компонентов в парообразной фазе при равновесии. Закон Дальтона нарушается, однако, при высоких давлениях; следовательно, отклонения от закона Рауля в том виде, как его обычно применяют, могут иметь место в условиях высоких давлений.

Подстановка исправленных значений для каждого из членов, обозначающих давление, в уравнении (8), делает возможным сохранение этого уравнения в такой простой форме для использования его в условиях высоких давлений для смесей компонентов, которые следуют закону Рауля при низких давлениях. Это идеальное или корректиро-

важное давление называется летучестью (fugacity) (Lewis and Randall, Thermodynamics and the Free Energy of Chemical Substances, 1923, pp. 190—201, 221—227, 232—235, McGraw-Hill)¹.

Подставляя летучести вместо каждого из членов, выражающих давление, в уравнение (8), получаем уравнение:

$$f = f_{\pi} y = f_p x, \quad (9)$$

где f — летучесть одного из компонентов в парообразной фазе смеси;

f_{π} — летучесть чистого компонента в парообразном состоянии при температуре и общем давлении системы;

f_p — летучесть чистого жидкого компонента под его собственной упругостью пара при температуре системы;

x — молекулярная доля компонента в жидкости;

y — молекулярная доля компонента в парах.

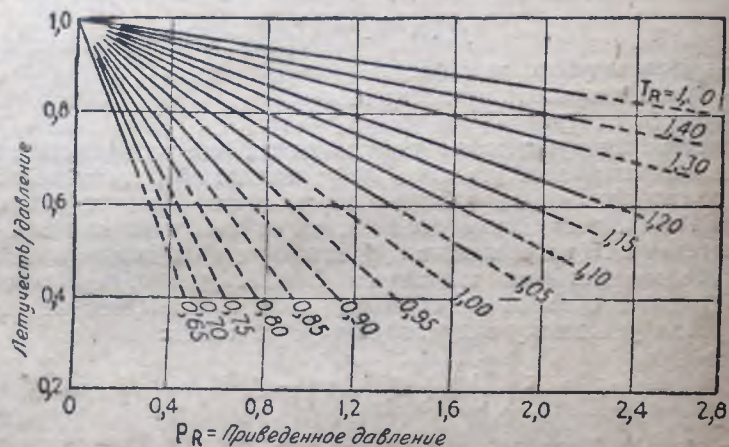


Рис. 8. Диаграмма летучести для углеводородов (область низких давлений). [Lewis and Luke, Trans. A. S. M. E., 54, № 17 (1932)].

Льюис и Лэк [Lewis and Luke, Trans. A. S. M. E., vol. 54, № 17 (1932)] приводят диаграммы, с помощью которых могут быть установлены летучести углеводородов. Эти диаграммы построены на основе сопоставлений зависимостей между давлением, объемом и температурой углеводородов. На рис. 8 и 9 не имеющее размерности отношение $\frac{\text{летучесть}}{\text{упругость}}$ построено по приведенному давлению

(равному отношению: $\frac{\text{абсолютное давление}}{\text{абсолютное критическое давление}}$) для различных приведенных температур (равных отношению: $\frac{\text{абсолютная температура}}{\text{абсолютная критическая температура}}$).

Рис. 8 и 9 применимы ко всем углеводородам, в молекуле которых содержится больше трех атомов углерода.

¹ Имеется русский перевод (Ленхимтеоретиздат, 1936). Прим. ред.

Приводим пример для иллюстрации применения рис. 8 и 9 (Lewis and Luke, op. cit.).

Желательно рассчитать упругость пара жидкости и состав пара, находящегося в равновесии с жидкостью, которая содержит 53,9 молекулярных процента бензола и 47,0 молекулярных процента толуола при температуре 290° С.

Упругость пара бензола = 49,2 ат (экстраполировано выше критического давления).

Упругость пара толуола = 28,4 ат.

Критическое давление бензола = 47,9 ат.

Критическое давление толуола = 41,6 ат.

Критическая температура бензола = 288,5° С.

Критическая температура толуола = 320,6° С.

Для бензола:

$$\text{приведенная температура} = T_R = \frac{290 + 273}{288,5 + 273} = 1,001.$$

$$\text{приведенное давление} = P_R = \frac{49,2}{47,9} = 1,028.$$

Из рис. 8, $f_p/P = 0,64$, и $f_p = (0,64)(49,2) = 31,5$.

Для толуола:

$$T_R = \frac{290 + 273}{320,6 + 273} = 0,960.$$

$$P_R = \frac{28,4}{41,6} = 0,682.$$

Из рис. 8 $f_p/P = 0,70$, и $f_p = (0,70)(28,4) = 20,0$.

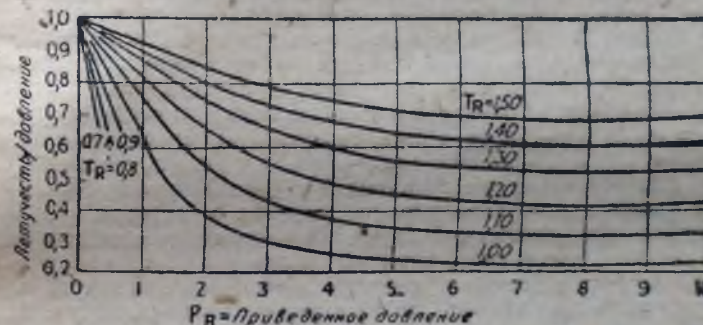


Рис. 9. Диаграмма летучести для углеводородов (область высоких давлений). [Lewis and Luke, Trans. A. S. M. E., 54, № 17 (1932)].

Для того чтобы рассчитать π (общую упругость, пара), необходимо сначала принять предварительное значение для π , рассчитать f_{π} для каждого компонента, а затем рассчитать y для каждой составной части смеси по уравнению (9). Правильной будет та величина π , при которой сумма значений y -ов становится равной единице.

Допустим $\pi = 39,4$.

Для бензола:

$$T_R = 1,001$$

$$\pi = \frac{39,4}{47,9} = 0,820.$$

Из рис. 8, $f_{\pi}/\pi = 0,71$ и $f_{\pi} = (0,71)(39,4) = 28,1$.

Для толуола:

$$T_R = 0,960$$

$$\pi = \frac{39,4}{41,6} = 0,945.$$

Из рис. 8, $f_{\pi}/\pi = 0,580$, и $f_{\pi} = (0,58)(39,4) = 23,3$.

Применяя уравнение (9), получаем для бензола:

$$v = \frac{I_p x}{I_\pi} = \frac{(31,5) (0,53)}{28,1} = 0,596;$$

для толуола:

$$u = \frac{(20,0) (0,47)}{23,3} = 0,404.$$

Экспериментальная проверка этого метода расчетов, проведенная Льюисом и Лэком при этих же условиях, показала, что для бензола u оказался равным 0,608. При сравнении этой величины с 0,596, полученной расчетным путем, получаем отклонение в 2%, тогда как расчет по закону Рауля дает для u величину, равную 0,661, что составляет ошибку в 9%. Общее давление, рассчитанное по этому методу, оказалось равным 39,4 ат. Эта величина отклоняется на 4% от наблюдаемой величины, равной 37,8 ат.

Закон Генри (см. стр. 51). Закон Генри гласит, что парциальная упругость пара компонента, присутствующего в растворе в небольшом количестве, пропорциональна его молекулярной доле в растворе:

$$p = kx. \quad (10)$$

Из сравнения с законом Рауля видно, что константа k заменяет упругость насыщенного пара чистого вещества. Уравнение (10) представляет собой изотермическое соотношение, в котором величина k является экспериментально определяемой функцией от температуры, тогда как P в законе Рауля определяется кривой упругости пара вещества. Являясь эмпирическим коэффициентом, величина k должна поэтому быть установлена по имеющимся данным. Если летучие составные части смеси не образуют соединений между собой, то закон Генри можно применять к компонентам, присутствующим в небольших концентрациях. В случае аммиака и воды та часть аммиака, которая находится в растворе в виде связанного гидрата окиси аммония, увеличивается с уменьшением концентрации аммиака, и можно, следовательно, предполагать, что величина k в уравнении (10) будет уменьшаться с уменьшением концентрации аммиака в растворе.

В общем для веществ, которые не образуют ассоциированных или химических соединений, верхний предел концентраций, при которой можно с уверенностью применять закон Генри, может быть определен величиной порядка от 5 до 10 молекулярных процентов. Отсюда вытекает положение, что закон Генри применим к растворенному веществу. Закон Рауля является предельным случаем закона Генри, и можно предсказать заранее, что изменения в поведении смеси в случае применения другого закона будут находиться в пределах между величинами, определенными по закону Генри и по закону Рауля.

Зависимости между жидкостью и паром, находящимися в равновесии

В табл. 2 приведены данные о составе жидкости и пара при равновесии для ряда бинарных смесей [при помощи этих данных могут быть построены диаграммы для зависимости x и u при постоянном давлении (см. стр. 671 и 715)]. В таблицу включены давления, при которых велись опыты, и температуры кипения смесей при равновесии.

Автор не подходил критически к отбору этих данных за исключением системы этиловый спирт-вода. Во многих случаях наблюдаются значительные расхождения между данными для составов жидкости и пара при равновесии, приводимыми различными исследователями.

Для тех случаев, при которых требуются данные высокой степени надежности, указывается соответствующая оригинальная литература. Там, где имеется несколько серий данных, выбор каких-нибудь одних следует произвести в результате критического изучения применявшихся методов экспериментального определения и сходности результатов. Следующая литература может оказаться полезной при изучении этого вопроса: Rayleigh, Phil. Mag., 6, 8, 521 (1902); Von Zawidzki, Z. phys. Chem., 35, 129 и 138 (1900); Rosanoff, Bacon and Schulze, J. Amer. Chem. Soc., 36, 1999 (1914); Yamaguchi, J. Tokyo Chem. Soc., 34, 691 (1913); Sameshima, J. Amer. Chem. Soc., 40, 1482 (1918), Othmer, Ind. Eng. Chem., 20, 743 (1928).

Влияние давления на равновесное соотношение между жидкостью и паром

Повышение температуры обычно влечет за собой понижение относительных разностей в летучести (см. определение стр. 673) компонентов данной смеси; наоборот, более низкая температура испарения обычно повышает разности в летучести. Поэтому разность между составами жидкости и пара обычно понижается при повышении давления, при котором происходит испарение, и эта разность повышается при несколько пониженном давлении. Эти положения могут быть иллюстрированы в применении к парафиновым углеводородам при помощи диаграммы Кокса, изображенной на рис. 2. Для смесей этих углеводородов летучести компонентов из смеси определяются упругостями пара чистых компонентов. Из рассмотрения диаграммы Кокса видно, что относительные разности в упругостях пара между соседними членами парафинового ряда понижаются при повышении температуры.

Ректификация при высоком вакууме может быть применена на основании этих общих соображений в тех случаях, когда необходимо разделить смеси, состоящие из компонентов, обладающих небольшими разностями в летучести при обычных температурах.

Практические соображения в некоторых случаях диктуют необходимость применения давления при дистилляции, как, например, при разделении составных частей, находящихся в газообразном состоянии при обычных температурах и давлениях. Необходимо, следовательно, выяснить пределы давления, при котором в процессе дистилляции может быть достигнуто разделение данных составных частей. Кэмингс [Cumings, Ind. Eng. Chem., 23, 900 (1931)] исследовал влияние высокого давления на соотношение между жидкостью и паром при равновесии для некоторых бинарных смесей в области, лежащей выше и выше критических точек компонентов. Ниже приводится краткая сводка этих результатов в применении к равновесию между жидкостью и паром при постоянном давлении, а также цитаты и иллюстрации, взятые из оригинальной статьи.

Кэмингс указывает на то, что критерием для суждения о поведении систем в условиях высокого давления является максимальное давление, которым может обладать двухфазная система бинарной смеси.

Смеси, для которых это максимальное давление больше, чем критическое давление каждого из компонентов в чистом виде, обнару-

живают разрыв непрерывности в зависимости между жидкостью и паром при равновесии. В области давлений, лежащих между критическим давлением каждого компонента и максимальным давлением, разделение может быть достигнуто лишь для ограниченного ряда составов, которые не слишком бедны и не слишком богаты более летучим компонентом; этот ряд составов становится еще более ограниченным по мере приближения к максимальному давлению. Когда максимальное давление достигнуто, дальнейшее разделение становится уже невозможным.

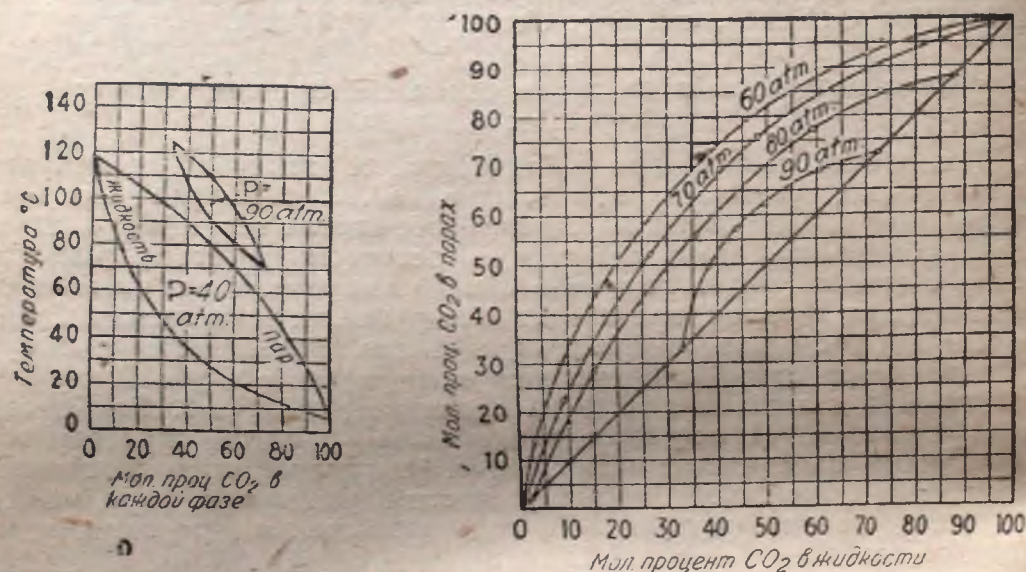


Рис. 10. Кривые равновесия при постоянном давлении для системы $\text{CO}_2\text{-SO}_2$. [Cummings, Ind. Eng. Chem., 23, 900 (1931)].

Когда максимальное давление смеси совпадает с критическим давлением одного из компонентов, то получается равновесное соотношение в критической области, которое прерывается только на одном конце ряда концентраций.

Бинарные смеси, для которых максимальное давление двухфазной системы лежит ниже, чем критическое давление каждого из чистых компонентов в отдельности, образуют равновесные отношения в критической области, которые прерываются в середине ряда составов. Кроме того, эти равновесные отношения могут быть нарушены для составов, богатых или бедных более летучим компонентом. Такие системы сравнительно редки.

На рис. 10 представлены взятые из статьи Кэммингса (Cummings, op. cit.) диаграммы зависимости температуры кипения от состава при постоянном давлении для системы $\text{CO}_2\text{-SO}_2$. Одна из этих диаграмм построена для 40 ат, другая для 90 ат. Давление в 40 ат лежит ниже критического давления каждого из компонентов и вследствие этого зависимость получается непрерывная. Давление

Рис. 11. Кривые равновесия при постоянном общем давлении для смесей $\text{CO}_2\text{-SO}_2$. [Cummings, Ind. Eng. Chem., 23, 900 (1931)].

в 90 ат превышает критическое давление как CO_2 , так и SO_2 , но оно лежит ниже максимального давления, составляющего для этой системы 95 ат.

На рис. 11 представлена диаграмма зависимости состава пара от состава жидкости при постоянном давлении для системы $\text{CO}_2\text{-SO}_2$. Описание этой диаграммы может быть дано в виде цитаты из оригинальной статьи Кэммингса:

Ниже критического давления обоих компонентов равновесие является непрерывным для всех концентраций, совершенно так же, как и при низких давлениях. Однако, при давлениях, превышающих критическое давление одного из компонентов, равновесное отношение оказывается прерванным при той концентрации, при которой кривая равновесия пересекает диагональ диаграммы. Так как при концентрациях, лежащих выше точки пересечения кривой равновесия с диагональю, существует исключительно гомогенная фаза, то вдали от таких концентраций ректификация осуществлена быть не может. При общем давлении в 74 ат или ниже этого вполне возможно осуществить ректификацию всех смесей двуокиси углерода и двуокиси серы. Однако, разделение становится более затруднительным при более высоких давлениях, вследствие того, что кривая равновесия приближается к диагонали по мере повышения давления. Между 74 и 95 ат ректификация может быть эффективна только лишь в пределах некоторых ограниченных концентраций. Например, при общем давлении в 90 ат оказывается невозможным ректифицировать смеси, которые содержат меньше 33 или больше 72,6 молекулярных процентов двуокиси углерода. При общем давлении, превышающем 95 ат, которое является максимальным давлением, производимым этой двухфазной системой, никакая ректификация не может иметь места.

На рис. 12 приводятся диаграммы для зависимости состава пара от состава жидкости при постоянном давлении для смесей, состоящих из кислорода и азота (также заимствовано из статьи Кэммингса).

В случае кислорода и азота максимальное давление двухфазной системы тождественно критическому давлению менее летучего компонента, а именно, кислорода. В области давлений, лежащих между критическим давлением азота и максимальным давлением, получается равновесное отношение, которое оказывается прерывным только лишь для смесей богатых азотом. В других отношениях поведение этой системы подобно поведению описанной выше системы $\text{CO}_2\text{-SO}_2$.

Здесь необходимо отметить следующий установленный Кэммингсом факт. Данные, имеющиеся для смесей этана и бутана, указывают на то, что смеси нормальных парафиновых углеводородов обладают максимальным давлением, большим, чем критическое давление каждого из компонентов, и что для равновесных отношений в критической области для этих смесей, вероятно, остаются те же ограничения, которые существуют для системы двуокись углерода-двуокись серы.

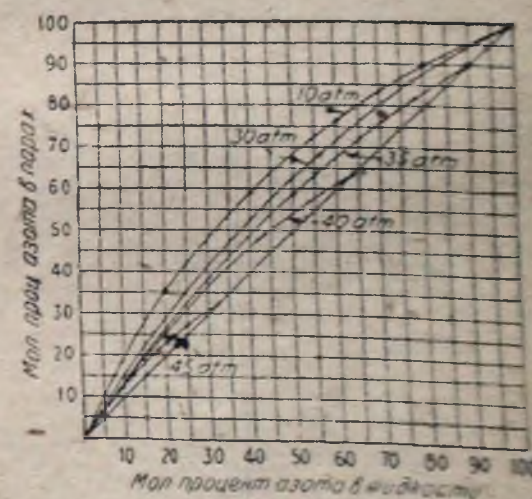


Рис. 12. Кривые равновесия при постоянном общем давлении для смесей кислорода и азота. [Cummings, Ind. Eng. Chem., 23, 900 (1931)].

Таблица 2

Равновесие между жидкостью и паром для бинарных смесей при постоянном давлении

Компоненты		Мол. % А в		Темп. °C	Общая упру- гость мм	Ссылка на литерат.
А	В	жид- кости	паре			
Уксусная кислота	Бензол	0	0	80,2	760	1
		35,49	14,96	84,72		
		54,61	22,48	88,96		
		61,96	25,79	90,85		
		70,07	31,41	93,99		
		75,03	35,57	96,23		
		80,77	42,24	99,44		
		87,28	52,18	103,71		
		91,09	61,18	106,82		
		93,53	68,51	109,51		
		100	100	118,7		
Уксусная кислота	Вода	0	0	100	760	2
		10	6,3	100,5		
		20	12,2	101,1		
		30	18,5	102,0		
		40	26,0	103,1		
		50	34,0	104,3		
		60	43,0	105,7		
		75	60,0	108,9		
		85	73,8	111,8		
		100	100	118,7		
Ацетальдегид	Вода	0	0	100	760	2
		0,5	25	93,5		
		1	50	82,0		
		4	75	63,0		
		10	89	43,0		
		20	93	33,0		
		80	...	29,0		
		50	...	25,3		
		60	...	24,6		
		75	...	23,8		
Ацетон	Метилловый спирт . .	(вес %)	(вес %)		765	6
		95,8	96,0	52,2		
		92,9	92,1	53,0		
		89,9	88,7	54,7		
		81,4	83,3	54,9		
		67,0	73,5	55,4		
		58,8	68,3	55,6		
		45,2	62,0	56,8		
		31,8	51,8	58,3		
		9,6	23,4	61,9		
Бензол	Этиловый спирт	0	0	78,1	750	2
		6	20	74,4		
		11	30	72,4		
		20	40	70,1		
		39	50	68,3		

Продолжение табл. 2

Компоненты		Мол. % А в		Темп. °C	Общая упру- гость мм	Ссылка на литерат.
А	В	жид- кости	паре			
Бензол	Этиловый спирт . . .	57	56	67,8	750	2
		72	60	68,3		
		89	70	70,8		
		98	85	75,2		
		100	100	79,7		
Четыреххлористый углерод	Бензол	0	0	80,0	760	1
		13,64	15,82	79,3		
		21,57	24,15	78,8		
		25,73	28,80	78,6		
		29,44	32,15	78,5		
		36,34	39,15	78,2		
		40,57	43,50	78,0		
		52,69	54,80	77,6		
		62,02	63,80	77,4		
		72,23	73,30	77,1		
Четыреххлористый углерод	Толуол	0	0	110,4	762	10
		5,75	12,65			
		16,25	31,05			
		28,85	49,35			
		42,60	64,25			
		56,05	75,50			
		64,25	81,22			
		78,20	89,95			
		94,55	97,35	75,9		
Четыреххлористый углерод	Этилацетат	9,5	10	75,8	745	2
		17,9	20	75,2		
		28,4	30	74,7		
		37,3	40	74,3		
		44,0	50	74,1		
		58,0	60	74,1		
		68,2	70	74,3		
		83,9	85	74,9		
Четыреххлористый углерод	Этиловый спирт . . .	0	0	77,9	745	2
		6,4	25	72,8		
		11,4	35	70,3		
		17,6	45	68,0		
		33,6	55	65,0		
		60,0	60	63,8		
		(63,0)	(63)	(63,6)		
		72,8	67	64,3		
		100	100	75,9		
Четыреххлористый углерод	Этиловый эфир . . .	0	0	34,7	760	2
		10	2	44,7		
		20	5	50,6		
		32	10	56,8		
		40	15	60,5		
		53	25	65,6		
		67	40	70,2		
		76	50	72,4		
		100	100	77,7		

Продолжение табл. 2

Компоненты		Мол. % А в		Темп. °C	Общая упру- гость мм	Ссылка на литерат.
А	В	жид- кости	паре			
Сероуглерод	Четыреххлористый углерод	0	0	76,7	760	1
		2,96	8,23	74,9		
		6,15	15,55	73,1		
		11,06	26,60	70,3		
		14,35	33,25	68,6		
		25,85	49,50	63,8		
		39,08	63,40	59,3		
		53,18	74,70	55,3		
		66,30	82,90	52,3		
		75,74	87,80	50,4		
		86,04	93,20	48,5		
		100	100	46,3		
Сероуглерод	Ацетон	0	0	56,2	760	1
		1,90	8,32	54,0		
		4,76	18,50	51,4		
		13,40	35,10	46,6		
		18,58	44,30	44,0		
		29,12	52,75	41,4		
		37,98	57,40	40,3		
		44,77	59,80	39,8		
		53,60	62,70	39,3		
		65,30	66,10	39,1		
		78,94	70,50	39,3		
		80,23	72,30	39,6		
		87,99	76,00	40,5		
Хлороформ	Ацетон	0	0	56,2	760	1
		8,55	4,78	57,5		
		14,10	8,35	58,3		
		20,45	13,12	59,4		
		26,12	17,65	60,4		
		33,67	24,95	61,6		
		42,50	35,20	62,8		
		52,29	48,30	63,9		
		73,40	76,30	64,4		
		78,92	82,40	63,8		
		86,25	90,00	63,1		
		88,92	93,50	62,8		
		100	100	61,3		
Хлороформ	Бензол	0	0	80,6	760	2
		8	10	79,8		
		15	20	79,0		
		22	30	78,2		
		29	40	77,3		
		36	50	76,4		
		44	60	75,3		
		54	70	74,0		
		66	80	71,9		
		79	90	68,9		
		100	100	61,4		

Продолжение табл. 2

Компоненты		Мол. % А в		Темп. °C	Общая упру- гость мм	Ссылка на литерат.
А	В	жид- кости	паре			
Хлороформ	Метиловый спирт .	0	0	64,9	760	2
		3,6	10,0	63,7		
		10,0	23,4	60,8		
		13,7	30,0	59,5		
		20,0	39,8	57,7		
		30,4	50,0	55,6		
		40,0	54,4	54,4		
		50,0	58,4	53,7		
		63,0	58,0	53,4		
		71,0	68,0	53,6		
		100	100	53,7		
				61,4		
Этиловый спирт	Вода	0	0	100	760	3 и 7
		1,90	17,00	95,5		
		7,21	38,91	89,0		
		9,66	43,75	86,7		
		12,38	47,04	85,3		
		16,61	50,89	84,1		
		23,37	54,45	82,7		
		26,08	55,80	82,3		
		32,73	58,26	81,5		
		39,65	61,22	80,7		
		50,79	65,64	79,8		
		51,98	65,99	79,7		
		57,32	68,41	79,3		
Бромистый этил	Бензол	0	0	80,2	760	2
		1	10	79,4		
		2	20	78,5		
		4	30	77,4		
		6	40	76,1		
		8	50	74,7		
		10	60	72,8		
		14	70	70,5		
		21	80	66,8		
		34	90	59,8		
		61	97	49,2		
		100	100	38,4		
Хлористый этилен	Бензол	0	0	80,2	760	1
		11,97	11,03	80,6		
		22,39	21,45	80,0		
		36,63	35,45	81,4		
		47,36	46,00	81,6		
		52,80	51,70	81,9		
		63,77	62,60	82,2		
		68,05	66,40	82,3		
		79,79	78,50	82,7		
		87,08	86,20	83,0		
		100	100	83,7		

Продолжение табл. 2

Компоненты		Мол. % А в		Темп. °C	Общая упру- гость мм	Ссылка на литерат.
А	В	жид- кости	паре			
Фурфурол	Вода	0	0	100	760	2
		1	5,5	98,56		
		2	8,0	98,07		
		4	9,2	97,90		
		9,2	9,2	97,90		
		50	9,2	97,90		
		70	9,5	98,7		
		80	11	100,6		
		90	19	109,5		
		92	32	122,5		
		94	64	146,0		
		96	81	154,8		
		98	90	158,8		
		100	100	161,7		
Изопропиловый спирт	Вода	0	0	100	760	2
		1	19	95,0		
		2	34	90,0		
		3	43	86,7		
		6	50,5	83,5		
		15	56	81,5		
		20	58	81,0		
		50	63	80,7		
		70	70	80,5		
		80	77	81,0		
		90	83	82,3		
Бутиловый спирт (норм.)	Вода	0,1	1,9	99,4	760	8
		0,2	4,9	98,4		
		0,3	7,1	98,3		
		0,6	11,6	96,8		
		0,8	15,7	95,4		
		1,2	19,2	93,7		
		1,4	21,6	93,4		
		1,5	22,5	93,4		
		1,8	24,2	92,8		
		2,0	24,4	93,0		
		2,5	24,8	92,7		
		42,3	25,0	92,8		
		42,9	25,2	92,9		
		43,6	24,8	92,9		
		44,8	25,0	92,9		
		49,4	26,0	93,4		
		50,4	26,4	93,5		
		69,5	33,8	96,3		
		70,8	34,5	96,7		
Изобутиловый спирт (норм.)	Вода	72,5	35,9	97,2	760	8
		74,3	37,1	97,9		
		93,0	64,8	108,8		
		94,5	67,7	109,6		
		95,3	70,1	110,6		
		96,1	73,3	111,5		
		0,2	4,3	98,9		
		0,3	6,9	98,1		
		0,4	10,1	97,1		

Продолжение табл. 2

Компоненты		Мол. % А в		Темп. °C	Общая упру- гость мм	Ссылка на литерат.
А	В	жид- кости	паре			
Изобутиловый спирт	Вода	0,5	14,7	95,9	760	8
		0,7	16,3	95,1		
		0,9	21,8	93,4		
		1,2	27,0	91,9		
		1,4	28,6	91,5		
		2,0	32,2	89,9		
		2,2	32,7	90,1		
		2,5	32,8	89,5		
		3,2	32,6	89,5		
		4,1	33,0	89,5		
		4,6	33,2	89,5		
		33,1	33,4	89,2		
		33,0	33,1	89,2		
		36,2	32,9	89,4		
		36,5	33,1	89,4		
		39,5	33,3	89,4		
		40,1	33,3	89,5		
		42,4	33,9	89,5		
		43,1	33,9	89,5		
		43,6	34,0	89,5		
Метиловый спирт	Вода	58,7	36,5	90,2	760	8
		60,3	37,4	90,3		
		82,8	55,4	96,0		
		85,0	58,0	97,1		
		86,5	59,9	97,7		
		1,3	9,7	97,5		
		1,71	11,5	97,0		
		2,44	15,8	96,0		
		5,28	30,0	92,5		
		9,03	42,7	88,9		
		15,8	55,3	84,1		
		27,3	66,3	79,1		
Азотная кислота	Вода	45,8	77,5	74,2	760	2
		69,3	88,1	69,7		
		91,4	97,0	66,0		
		98,2	99,4	65,0		
		8,36	6,627	126,5		
		12,3	1,76	112,0		
		22,1	6,60	115,5		
		30,8	16,5	121,6		
		38,3	38,3	121,9		
		40,2	60,2	121,0		
Азот	Кислород	46,5	75,9	118,0	760	3
		53,0	89,1	112,0		
		61,5	92,1	109,0		
		3,85	13,97	13,97		
		8,03	26,10	26,10		
		12,40	36,60	36,60		
		17,05	46,00	46,00		
		22,20	54,20	54,20		
		27,73	61,60	61,60		
		33,8	67,95	67,95		
		42,47	73,74	73,74		

Продолжение табл. 2

Компоненты		Мол. % А в		Темп. °C	Общая упру- гость мм	Ссылка на литерат.
А	В	жид- кости	паре			
Азот	Кислород	47,83	78,95	...	760	5
		56,62	84,35			
		66,65	88,95			
		78,40	93,50			
		91,90	97,70			
Азот	Кислород	4	9,0	...	380,0	5
		12	27,0			
		22	42,0			
		33	56,0			
		46	69,0			
		51	80,5			
		69	85,5			
		79	91,0			
		90	96,0			

1. Rosanoff and Eassey, J. Am. Chem. Soc., 31, 979 (1914).
2. International Critical Tables*, McGraw-Hill.
3. Carey and Lewis, Ind. Eng. Chem., 24, 882 (1932).
4. Landolt-Börnstein, изд. 1931.
5. Dodge and Dunbar, J. Am. Chem. Soc., 44, 608 (1927).
6. Othmer, Ind. Eng. Chem., 20, 745 (1928).
7. Noyes and Warfle, J. Am. Chem. Soc., 23, 463 (1901).
8. Stockhardt and Hull, Ind. Eng. Chem., 23, 1433 (1931).
9. Гаусбранд. Действие ректификационных и перегонных аппаратов, М. 1931.
10. Carey, Диссертация, Технологический институт, Массачусет (1930).

Азеотропные смеси

В табл. 3 представлены составы и температуры кипения при 760 мм для различных бинарных постоянно кипящих смесей, температуры кипения которых лежат ниже, чем температуры кипения каждого из компонентов в чистом виде. Табл. 4 для системы этиловый спирт-вода иллюстрирует изменения в составах постоянно кипящих смесей, которые могут быть получены при изменениях давления.

В табл. 5 приведены составы и температуры кипения при 760 мм для бинарных постоянно кипящих смесей, температуры кипения которых лежат выше, чем температуры кипения каждого из компонентов в чистом виде.

Табл. 6 содержит подобные же данные для тройных постоянно кипящих смесей.

Эти данные представляют собой извлечение из данных соответствующей главы в „International Critical Tables“, которые в основном взяты из работы Lecat, La tension de vapeur des mélanges de Liquides. L'azéotropisme, 1-ère partie, 1918. Добавления к этим данным опубликованы Lecat в „Recueil des travaux chimiques des Pays-Bas“ за 1926, 1927 и 1928 гг. Свойства бинарных постоянно кипящих смесей рассматриваются на стр. 669 и 671.

Таблица 3

Азеотропные бинарные смеси с минимумом
температуры кипения¹

Система		Мол. % А	Темпера- тура °C	Давление мм
А	В			
Вода	Этиловый спирт	10,57	78,15	760
	Алиловый спирт	54,50	88,30	
	Пропионовая кислота	91,70	105,08	
	Пропиловый спирт (п)	56,83	87,72	
	Изопропиловый спирт	31,46	80,37	
	Метилэтилкетон	50,00	78,45	
	Изомасляная кислота	94,53	99,30	
	Этилацетат	24,00	70,40	
	Этиловый эфир	5,00	34,15	
	Бутиловый спирт (п) (2 фазы)	71,00	92,35	
	Изобутиловый спирт	67,14	89,42	
	Бутиловый спирт (вторичн.)	66,00	88,50	
	Бутиловый спирт (третичн.)	35,41	78,91	
	Изоамиловый спирт (2 фазы)	82,79	95,15	
	Амиловый спирт (третичн.)	65,00	87,00	
Четыреххлористый углерод	Бензол (2 фазы)	29,60	60,45	760
	Толуол (2 фазы)	44,40	84,10	
	Метиловый спирт	44,5	55,70	
	Этиловый спирт	61,3	61,35	
	Алиловый спирт	73,0	72,32	
Сероуглерод	Пропиловый спирт (д)	75,0	72,50	760
	Этилацетат	43,0	74,75	
	Метиловый спирт	72,0	37,65	
	Этиловый спирт	86,0	42,40	
Хлороформ	Ацетон	61,0	38,25	760
	Метилацетат	69,5	40,15	
	Метиловый спирт	65	53,5	
	Изопропиловый спирт	92	60,8	
Бутиловый спирт (п)	Этиловый спирт	84	59,3	760
	Циклогексан	11	79,8	
Изобутиловый спирт	Толуол	37	105,5	760
	Бромистый изоамил	65,00	103,80	
	Бензол	10,0	79,84	
	Толуол	50,0	101,15	
Амиловый спирт (п)	Пинен (α)	96,5	107,90	760
	Амиллацетат (изо-)	96,4	131,3	
	Изобутиловый эфир пропионовой кислоты	85	130,5	
Изоамиловый спирт	Хлорбензол	42	124,3	760
	Ксилол (o)	64	128	
	Ксилол (m)	58	127	
	Ксилол (p)	56	126,8	

¹ Из „International Critical Tables“, („Справочник технической энциклопедии“, т. 6, стр. 17—23).

Продолжение табл. 3

Система		Мол. % А	Температура °С	Давление мм
А	В			
Нитробензол	Бензиловый спирт	39	204,3	760
	Борнеол	60	207,75	
	Ментол	60	207,9	
Фенол	Бромтолуол (р)	58	176,2	760
	Карвен	49,5	169,0	
	Пинен (α)	25	152,75	
Анилин	Карвен	48	171,35	760
	Гваякол	38	204,4	
Бензиловый спирт	Нафталин	64	204,3	760
	Хлорбензол	72,5	114,65	760
Уксусная кислота	Бензол	97,5	80,05	
	Толуол	62,7	105,4	
	Ксиол (m)	40	115,38	
Этиловый спирт	Метилэтилкетон	45	74,8	760
	Этилацетат	46	71,8	
	Метиловый эфир пропионовой кислоты	67,5	73,2	
	Пропилформат (n)	72	73,5	
	Бензол	44,8	68,24	
	Циклогексан	44,5	64,9	
	Гексан (n)	33,2	58,68	
	Толуол	81	76,65	
	Гептан (n)	67	72	
Аллиловый спирт	Бензол	22,2	76,75	760
	Циклогексан	26,6	74	
	Гексан (n)	6,5	65,5	
	Толуол	61,5	92,4	
Ацетон	Метилацетат	61	56,1	760
	Хлористый изобутил	81	55,8	
	Диэтиламин	43,5	51,5	
Пропиловый спирт (n)	Этиловый эфир пропионовой кислоты	64	93,4	760
	Бензол	20,9	77,12	
	Гексан (n)	6	65,65	
	Толуол	60	92,6	
Изопропиловый спирт	Этилацетат	30,5	74,8	760
	Бензол	39,3	71,92	
	Гексан (n)	29	61	
	Толуол	77	80,6	
Тетрахлорэтилен	Этиловый спирт	6	77,95	760
	Аллиловый спирт	27	94,0	
	Пропионовая кислота	81	118,95	
	Пропиловый спирт (n)	24	94	
	Изопропиловый спирт (n)	8	81,7	
	Бутиловый спирт (n)	47	110	
	Изобутиловый спирт	40	103,05	
Трихлорэтилен	Аллиловый спирт	70	80,95	760
	Пропиловый спирт (n)	69	81,75	

Продолжение табл. 3

Система		Мол. % А	Температура °С	Давление мм
А	В			
Трихлорэтилен	Изопропиловый спирт	54	74	760
	Изобутиловый спирт	85	85,4	
	Бутиловый спирт (третичн.)	74	75	
	Амиловый спирт (третичн.)	83	84	
Дихлорэтилен	Аллиловый спирт	76	79,6	760
Хлоральгидрат	Циклогексан	13	76	
Бромистый этилен	Уксусная кислота	20,7	114,35	760
	Пропионовая кислота	65	127,75	
	Изобутиловый спирт	22	109,2	
	Изоамиловый спирт	52	123,2	
	Этилбензол	83,5	131,1	
Метиловый спирт	Трихлорэтилен	70	60,2	760
	Ацетонитрил	84,5	63,45	
	Хлористый этилен	62	59,5	
	1,1-Дихлорэтан	28,5	49,05	
	Бромистый этил	14	34,95	
	Хлорметиловый эфир	57,5	56	
	Иодистый этил	52,5	54,7	
	Ацетон	20	55,7	
	Этилформат	30,5	50,95	
	Метилацетат	35	54,0	
	Бромистый пропил (n)	49	54,1	
	Иодистый пропил (n)	88	63,5	
	Метиладь	34,5	41,82	
	Триметилборат	87	59	
	Этилацетат	91,7	62,3	
	Пентан (n)	13	31	
	Пентан (изо)	9	24,5	
	Бензол	61,4	53,84	
	Циклогексен	63,0	55,9	
	Циклогексан	61,0	54,2	
	Гексан (n)	51	50,6	
	Гептан (n)	83	60,5	
	Пинен (d)	98,5	64,5	

Таблица 4

Влияние давления на азеотропные смеси

Вода — этиловый спирт¹

Давление мм	Температура кипения °С	Молекул. % этилов. спирта в постоянно кипящей смеси
100	34,2	99,6
150	42,0	96,2
200	47,8	93,8
400	62,8	91,4
760	78,1	90,0
1 100	87,8	89,3
1 450	95,3	89,0

¹ Из "International Critical Tables" („Справочник технической энциклопедии", т. 6, стр. 23).

Таблица 5

Азеотропные бинарные смеси с максимумом температуры кипения¹

Система		Мол. % А	Температура °С	Давление мм
А	В			
Вода	Фтористоводородная кислота	65,4	120	760
	Хлористоводородная кислота	88,9	110	
	Хлорная кислота	32,0	203	
	Бромистоводородная кислота	83,1	126	
	Иодистоводородная кислота	84,3	127	
	Азотная кислота	62,2	120,5	735
	Муравьиная кислота	43,3	107,1	760
Хлороформ	Ацетон	65,5	64,5	760
Муравьиная кислота	Диэтилацетон	48	105,4	
	Метилпропилкетон	47	105,3	
Фенол	Циклогексанол	90	182,45	
	Бензальдегид	54	185,6	
	Бензиловый спирт	8	206,0	
Крезол (о)	Ацетофенон	24	203,7	
	Фенилацетат	42,5	198,6	
	Метилгексилкетон	97	191,5	
	Изоамиловый эфир масляной кислоты	80	192,0	
Крезол (m)	Ацетофенон	54	209,0	
	Изоамиловый эфир молочной кислоты	60	207,6	
Крезол (p)	Бензиловый спирт	38	207,0	
	Ацетофенон	52	203,45	
	Камфора	38	213,15	

¹ Из "International Critical Tables" ("Справочник технической энциклопедии", т. 6, стр. 23)

Таблица 6

Тройные азеотропные смеси¹

A = 100 - (B + C)	В и С	Мол. %	Температура °С	Давление мм
Вода	Четыреххлористый углерод	57,5	61,8	760
	Этиловый спирт	23,0	2 фаза	
	Трихлорэтилен	38,4	67,25	
	Этиловый спирт	41,2	2 фаза	
	Трихлорэтилен	49,2	71,4	
	Аллиловый спирт	17,3	2 фаза	
	Трихлорэтилен	51,1	71,55	
	Пропиловый спирт (n)	16,6	2 фаза	
	Этиловый спирт	12,4	70,3	
	Этилацетат	60,1		
	Этиловый спирт	22,8	64,86	
	Бензол	53,9		
	Аллиловый спирт	9,5	68,3	
	Бензол	62,2		
Сероуглерод	Пропиловый спирт (n)	8,9	68,48	
	Бензол	62,8		
	Метилловый спирт	24,1	33,92	
	Бромистый этил	35,4		
Метилформиат	Бромистый этил	23,8	16,95	
	Изопентан	31,0		
	Этиловый эфир	7,2	20,4	
Пропиловый эфир (n) молочной кислоты	Пентан (n)	48,2		
	Фенетол	35,2	163,0	
	Ментен	34,1		

¹ Из "International Critical Tables" ("Справочник технической энциклопедии", т. 6, стр. 23—24).

Таблица 7

Температуры кипения органических соединений при 760 мм¹

Название соединения	Температура °C
Метан	— 161,4
Этилен	— 103,8
Этан	— 88,3
Ацетилен	— 83,6
Кетен	— 56
Пропилен	— 47,0
Пропан	— 44,5
Аллен	— 32
Аллилен	— 27,5
Метилловый эфир	— 24,9
Формальдегид	— 21
Этилэтилен	— 18
Триметилметан	— 10,2
1,1-Диметилэтилен	— 6
1,3-Бутадиен	— 2,6
Бутан (n)	+ 0,6
1,2-Диметилэтилен	+ 1,4
Недокси углерода	6,3
Метилэтиловый эфир	7,9
2,2-Диметилпропан	9,5
Окись этилена	10,7
Этилацетилен	18,5
1,2-Бутадиен	19
2-Метил-3-бутен	20,1
2-Метилбутан (изопентан)	28,0
Диметилацетилен	28,9
Изопропилацетилен	29,3
Метилформиат	31,8
Метил-изопропиловый эфир	32,5
Изопрен (2-метил-1,3-бутадиен)	34
Диметилкетен	34,3
Диэтиловый эфир	34,5
Винилэтиловый эфир	35,5
Пентан (n)	36,2
Амилен	36,4
2-Метил-2-бутен	38,4
Метилпропиловый эфир	38,9
Виниловый эфир	39
n-Пропилэтилен	40
n-Пропилацетилен	40
1,1-Диметилаллен	40,5
2,2-Диметил-4-бутен	42,3
1,3-Пентадиен	44
Метилаль	44
Метилаллиловый эфир	46
Пропионовый альдегид	48,8
2,2-Диметилбутан	49,7
2-Метил-1,3-бутенин (валилен)	50
Глиоксаль	50,4
2,3-Пентадиен	51
Акролеин	52,5
Этил-изопропиловый эфир	54

¹ Данные взяты из „International Critical Tables“ (русс. изд.—„Справочник технической энциклопедии“, т. I, 219—333).

Продолжение табл. 7

Название соединения	Температура °C
Этилформиат	54,3
Метилэтилацетилен	56
Ацетон	56,1
Метилацетат	57,1
Диизопропил (2,3-диметилбутан)	58,1
2,3-Диметил-1-бутен	58
1,5-Гексадиен	60
2-Метилпентан	60,0
Изомасляный альдегид	61
Пропаргиловый альдегид	61
Этилпропаргиловый эфир	61,4
Метилпропаргиловый эфир	62
Окись аллилена	63
3-Метилпентан	64
n-Бутилэтилен (n-гексил)	64,1
Диметилацеталь	64,4
Метиловый спирт	64,5
Перекись диэтила	65
3-Метил-2-пентен (изомер 1)	65,7
2-Метил-2-пентен	67,1
Этилаллиловый эфир	67,6
Диизопропиловый эфир	68,7
Гексан (n)	69,0
Диизопропенил	69,6
Диаллилен	70
2,4-Диметил-2,3-пентадиен	70
3-Метил-2-пентен (изомер 2)	70,3
Метил-n-бутиловый эфир	70,3
Изопропилформиат	71,3
n-Бутилацетилен	71,5
Тетраметилэтилен	73
Триметилацетальдегид	75
n-Масляный альдегид	75,7
Этилацетат	77,1
Этиловый спирт	78,5
2,2-Диметилпентан	78,6
Метилэтилкетон	79,6
Метиловый эфир пропионовой кислоты	79,9
Этилпропаргиловый эфир	80
2,2,3-Триметил-1-бутен	80
Этил-изобутиловый эфир	80
Метиловый эфир акриловой кислоты	80,5
2,2,3-Триметилбутан	80,8
n-Пропилформиат	81,3
2,4-Гексадиен	82
Изопропиловый спирт	82,3
Бутиловый спирт (третичн.)	82,8
2-Оксимасляный альдегид (альдол)	83
Аллилформиат	83
2,4-Диметилпентан	83,9
2,4-Диметил-2-пентен	84
Метилпропилацетилен	84
Изопропилаллиловый эфир	84,2
Гликольдиметиловый эфир	84,5
Дипропаргил	84,7
3,3-Диметилпентан	85,4
Диацетил	86
Метил-n-амиловый эфир	86
Метилендиэтиловый эфир	86

Название соединения	Температура °C
Дипропиловый эфир	89
Изопропилацетат	89
Диэтилкетон	89,5
Диметилкарбонат	89,7
2-Метилгексан	90,4
Метил-изоамиловый эфир	91
Этил-л-бутиловый эфир	91,4
3-Метилгексан	92
Изовалериановый альдегид	92,5
Метиловый эфир изомасляной кислоты	92,6
Метил-изопропилкетон	93
3-Этилпентан	93,8
Этил-изокротониловый эфир	94
Аллилловый эфир	94,3
Бутилформат (вторичн.) (двойн. связь)	97
Аллилловый спирт	97,0
3-Метил-2,3-гексен	97,4
л-Пропиловый спирт	97,8
3-Этил-2-пентен	98
Изобутилформат	98,2
Гептан (л)	98,4
2-Гептен	98,5
1-Гептен	99
Этиловый эфир пропионовой кислоты	99,1
Бутиловый спирт (вторичн.)	99,5
Этиловый эфир акриловой кислоты	99,8
Вода	100,0
Муравьиная кислота	100,5
л-Пропилацетат	101,6
Метилпропилкетон	101,7
Диэтилкетон	101,8
Амилловый спирт (третичн.)	102
Метилтриметилацетат	102,5
Кротоновый альдегид	102,6
Ацеталь	102,3
Метиловый эфир л-масляной кислоты	102,6
Дизобутилен	103,4
л-Валериановый альдегид	104
Кротоновый альдегид	105
Алдилацетат	106
3-Гептин	106,2
Пинаколин	106,8
л-Бутилформат	107
2,2,3,3-Тетраметилбутан	107
2,4-Гептадиен	107,3
Тетроловый альдегид	108,9
Изобутиловый спирт („Intern. Crit. Tables“)	109,2
Изобутиловый спирт (Lecat)	109,2
Метилэтилкарбонат	109,9
2,5-Диметилгексан	110,5
2,4-Диметилгексан	110,8
л-Амиллацетил	111,3
2,2,3-Триметилпентан	111,7
Изопропиловый эфир пропионовой кислоты	112
Этиловый эфир изомасляной кислоты	112
Диметилпропенилкарбинол (гексениловый спирт)	112,2
Этил-изоамиловый эфир	113
Бутилацетат (вторичн.)	
Амилформат (третичн.)	

Название соединения	Температура °C
2-Гептин	113,3
Винилэтиловый спирт	114
1,3,5-Гептатриен	114
2-Метил-3-этилпентан	114
Метил-изопропилкарбинол	114
Бутилкарбинол (третичн.)	114,0
2,3-Диметилгексан	114,5
Этил-изопропилкетон	114,7
Винилэтилкарбинол	115
Пропаргилловый спирт	115
3-Этилгексан	115,6
Диэтилкарбинол	116,0
Изооктан	116,4
Метилаллилкарбинол	116,5
3,4-Диметилгексан	116,5
Тиглиновый альдегид	116,7
Метиловый эфир изовалериановой кислоты	117,1
2-Метил-3-этил-2-пентен	117,1
Пропилбутиловый эфир	117,7
Бутиловый спирт (л)	117,8
Метил-вторичн.-бутилкетон	118
4-Метилгептан	118
Кротоновый спирт	118,1
Уксусная кислота	118,3
Изобутилацетат	118,3
2-Этилгексан	119
Метил-изобутилкетон	119,5
Амилловый спирт (вторичн.)	119,5
Этиловый эфир пропионовой кислоты	120
Изоамилалиловый эфир	120,4
4-Метил-3-гептен	120,7
Метиловый эфир кротоновой кислоты	120,8
Изопропиловый эфир изомасляной кислоты	121
Пинаколиновый спирт (метил-третичн.-бутилкарбинол)	121
Метилпропилацетальдегид	121,3
Этиловый эфир л-масляной кислоты	121,7
Изобутилацетальдегид	122
Диметил-изопропилкарбинол	122,2
3-Метилгептан	122,6
Метилдиэтилкарбинол	123
Октилен (л)	123,4
л-Пропиловый эфир пропионовой кислоты	123,5
Изоамилформат	123,7
Диизопропилкетон	124
Этилпропилкетон	124
Паральдегид	124,6
Этилденацетон	124,6
Гликольметиловый эфир	125
Октан (л)	125
л-Гексилацетил	125,0
2,2-Диметилпентанон-3	125,6
Пропаргилацетат	126
2-Метил-3-гептен	126,6
Диэтилкарбонат	126,6
л-Бутилацетат	126,6
Метил-л-бутилкетон	126,6
Метиловый эфир л-валериановой кислоты	126,6
Амилловый спирт (активн.)	126,6
Этил-изопропилкарбинол	126,6

Продолжение табл. 7

Название соединения	Температура °C
Изопропиловый эфир масляной кислоты	128
Кротоилацетат	129
л-Капроновый альдегид	129
Алилацетон	129,5
Метил-изобутилкарбинол	130—131
Диметил-изобутилкарбинол	130
л-Амилформат	130,4
Изомилловый спирт	130,5
2,3,3-Триметилбутиловый спирт	131
Метилловый эфир 1,1-метоксипропионовой кислоты	131
Амлацетат (третичн.)	131
Этиловый эфир изокротоновой кислоты	131,2
Метилбутилкарбинол	131,9
Диметилбутилкарбинол (третичн.)	132
Алиловый эфир изомасляной кислоты	133,5
Метил-л-амилацетилен	134
Метил-вторичн.-бутилкарбинол	134
Этилпропилкарбинол	135
Этиловый эфир изовалериановой кислоты	135
Амилкарбинол (третичн.)	135
Оксид мезитила	135
Гликольэтиловый эфир	135,3
Пропиловый эфир изомасляной кислоты	135,4
Этил-изобутилкетон	136
Ацетилацетон	137
1-Этил-2-метилакролеин	137,3
Амилловый спирт (л)	137,9
Изобутиловый эфир пропионовой кислоты	138
Этиловый эфир кротоновой кислоты	139
Уксусный ангидрид	139,6
Диизопропилкарбинол	140
Метилэтил-изопропилкарбинол	140
Метилэтилпропилкарбинол	141
Пропил-и-пропилкарбинол	141
Пропионовая кислота	141,1
Акриловая кислота	141,9
Триэтилкарбинол	142
Метилацетилкарбинол (ацетонн)	142
Этиловый эфир ангеликовой кислоты	142
Диметилбутилкарбинол	142,2
Изоамилацетат	142,5
Пропиловый эфир л-масляной кислоты	143
Алиловый эфир масляной кислоты	143
Дипропилкетон	143,5
Амилловый эфир пропионовой кислоты (третичн.)	143,5
Метил-изоамилкетон	144
Этиловый эфир пировиноградной кислоты	144
Пропиоловая кислота	144 (разлаг.)
Метилловый эфир молочной кислоты	144,8
Кротолиловый эфир	145
Этиловый эфир л-валериановой кислоты	145,5
Ацетилкарбинол	146
л-Амилацетат	147,6
2-Метил-2-пропилэтиловый спирт	147,9
Этил-изобутилкарбинол	148,2
Этил-л-бутилкетон	148,5
Изобутиловый эфир изомасляной кислоты	148,7
Метилловый эфир л-капроновой кислоты	149,5
Нониллен (л)	149,9

Продолжение табл. 7

Название соединения	Температура °C
Метил-л-амилкетон	150
Этил-вторичн.-бутилкарбинол	150
Метил-изоамилкарбинол	150
Диаллилкарбинол	151
Нонан (л)	150,6
Метилловый эфир гликолевой кислоты	151,2
Этиловый эфир тиглиновой кислоты	152
Гексилловый спирт (активн.)	154
Этиловый эфир молочной кислоты	154
Изомасляная кислота	154,4
Дипропилкарбинол	155,4
Амилловый эфир изомасляной кислоты	155
Гексилловый спирт (л) (гексанол)	155,8
Пропиловый эфир изовалериановой кислоты	155,9
Изобутиловый эфир л-масляной кислоты	156,9
Диметиловый эфир шавелевой кислоты	163,3
Масляная кислота (л)	163,5
Изогексилловый спирт	165
Пировиноградная кислота	165
Изобутиловый эфир валериановой кислоты	167
Метилловый эфир ацетоксусной кислоты	170
Гептиловый спирт	175,8
Октиловый спирт	194
Гликоль	197,5

III. ПРИМЕНЕНИЕ ПРАВИЛА ФАЗ ПРИ ДЕСТИЛЛЯЦИИ

Применение правила фаз часто является весьма плодотворным при разработке новых вопросов, связанных с дестилляцией. Обсуждение этого вопроса в настоящей главе в силу необходимости ограничивается сжатыми формулировками нескольких примеров. Для более детального ознакомления см. отд. I, стр. 73—76. Переменными, которые приходится учитывать при применении правила фаз в дестилляции, являются температура, давление и концентрация компонентов.

Система жидкость-пар, состоящая из одного чистого компонента. Если система состоит из чистой жидкости, находящейся в равновесии со своим паром, то согласно правилу фаз такая система обладает одной степенью свободы; следовательно, состояние системы будет определено, если фиксировать одну из переменных — температуру или давление, но не ту и другую независимо. Зависимость между давлением и температурой может быть выражена в виде кривой упругости насыщенного пара данного вещества.

Система жидкость-пар, состоящая из двух чистых компонентов, не смешивающихся в жидкой фазе. Такая система состоит из трех фаз — двух жидких и одной газообразной; число компонентов равно двум и степень свободы возможна только одна. Такая система определяется фиксированием одной из переменных — давления или температуры; например, если фиксирована температура, то общая упругость пара системы фиксируется так же, как и упругости паров каждого из компонентов системы.

Система жидкость-пар, состоящая из двух полностью смешивающихся компонентов. В этом случае система состоит из двух фаз — жидкой и парообразной и число компонентов также равно двум. Степеней свободы имеется две. Если фиксированы две переменные, то при этом фиксируется и третья. Например, если фиксирована температура и молекулярное содержание одного из компонентов, то этим определяется и давление.

Система жидкость-пар, состоящая из трех полностью смешивающихся компонентов. Система, состоящая из двух фаз и трех компонентов, обладает тремя степенями свободы. Тем не менее, если молекулярное содержание двух из компонентов системы установлено, то фиксированием давления или температуры можно привести расхождения к нулю и состояние системы будет определено. В общем, если в смеси имеется n смешивающихся компонентов, то должно быть известно $n - 1$ относительных составов. Если это условие соблюдается, то изучение всех подобных систем не представляет затруднений.

Система жидкость-пар, состоящая из трех смешивающихся компонентов и одного не смешивающегося. Здесь могут встретиться два случая: 1) не смешивающийся компонент присутствует только лишь в парообразной фазе и 2) не смешивающийся компонент находится как в жидкой, так и в парообразной фазах.

В первом случае имеется четыре компонента и две фазы, что обуславливает систему с четырьмя степенями свободы. Если молекулярное содержание несмешивающегося компонента и молекулярное содержание каких-либо двух из трех смешивающихся компонентов в парообразной фазе фиксированы, то остается одна переменная; следовательно, состояние системы будет определено, когда будет фиксирована одна из переменных: температура или давление. Так, например, если водяной пар находится в парообразной фазе с такой парциальной упругостью, что он является перегретым при данной температуре, то влияние пара скажется на понижении упругости пара жидкой смеси и последняя должна быстрее испаряться. Пар может присутствовать в отношениях, достигающих его парциальной упругости, соответствующей насыщенному пару. Чем больше молекулярная концентрация пара, тем больше понижение упругости пара смеси.

Во втором случае, если не смешивающийся компонент находится в жидкой фазе, то система будет состоять из трех фаз и степеней свободы будет три. Таким образом, если молекулярные концентрации двух из компонентов фиксированы и какая-нибудь другая переменная, например, температура, тоже фиксирована, то переменные этой системы будут сведены к нулю и состояние системы, следовательно, будет определено. Так например, если вода и три взаимно смешивающиеся компонента, но не смешивающиеся с водой, находятся в равновесии с парообразной фазой, то при фиксировании, например, температуры, молекулярные концентрации двух из смешивающихся компонентов будут определять упругость и молекулярное отношение, в котором будет испаряться вода. Рассмотренные случаи имеют большое значение при разрешении вопросов дистилляции с водяным паром.

Фазовые диаграммы для бинарных смесей

Переменными в правиле фаз, применительно к вопросам дистилляции, являются давление, температура и состав. Для графического изображения всех трех переменных требуется трехмерная или пространственная диаграмма. Если же одна из переменных фиксирована, то зависимость между двумя оставшимися может для данной смеси быть представлена на плоской диаграмме. Несколько типов таких диаграмм, которые могут оказаться весьма полезными в дальнейшем, приводятся ниже с краткими пояснениями.

1. Диаграммы зависимости парциального давления от состава при постоянной температуре

а. Полностью смешивающиеся компоненты. Если система состоит из жидкости и пара, то число фаз равно двум и число компонентов равно двум, следовательно, система обладает двумя степенями

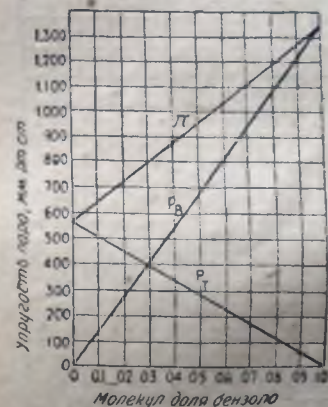


Рис. 13. Диаграмма зависимости парциальной упругости от состава при постоянной температуре (100°C) для смесей бензол-толуол.

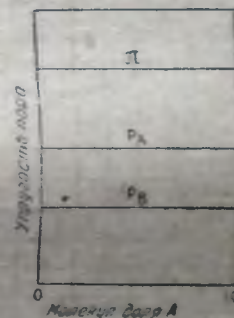


Рис. 14. Диаграмма зависимости парциальной упругости от состава при постоянной температуре для смесей, состоящих из совершенно несмешивающихся компонентов A и B.

свободы. Если фиксирована температура, то может быть графически построена зависимость парциальной упругости каждого компонента и общей упругости пара от состава смеси. Если бинарная смесь подчиняется закону Рауля при всех концентрациях, то фиксированием температуры определяется упругость пара каждого компонента и парциальные упругости пара являются линейной функцией состава. Например для бензола и толуола при температуре 100°C:

$$P_B = 1343 \text{ мм.; } P_T = 560 \text{ мм.}$$

$$\text{и } P_B = 1343 x_B; P_T = 560 x_T = 560 (1 - x_B)$$

Такого рода диаграмма показана на рис. 13, на котором P_B пред-

ставляет парциальные упругости бензола, p_T — парциальные упругости толуола, а π общую упругость пара смеси.

Если парциальные упругости отклоняются от закона Рауля, то и парциальные упругости и общая упругость будут в общем изображаться кривой линией. Эти случаи более удобно изображать в графической форме с помощью других методов, которые будут указаны в дальнейшем.

б. Несмешивающиеся компоненты. В этом предельном случае система будет состоять из парообразной фазы и двух жидких фаз. Следовательно, система будет моновариантна. Если температура фиксирована, то состояние системы можно считать определенным, как видно из рис. 14.

Рис. 14 указывает, что пока в смеси присутствуют обе жидкости, их парциальные упругости, а следовательно, и молекулярные концентрации в паре фиксированы при определенной температуре.

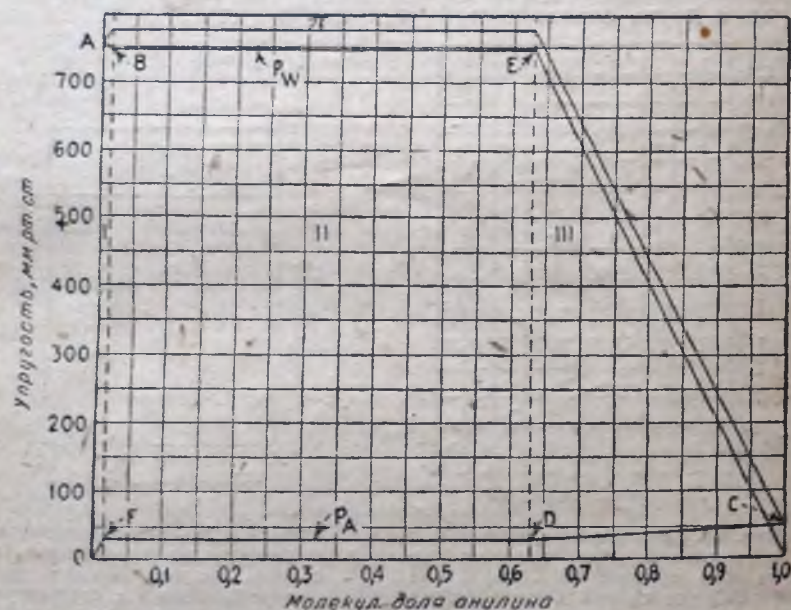


Рис. 15. Диаграмма зависимости парциальной упругости от состава при 100°C для смесей анилина-воды.

с. Частично смешивающиеся компоненты. Если жидкость А растворима до некоторой концентрации в жидкости В, то и жидкость В обычно оказывается заметно растворимой в жидкости А. На величину взаимной растворимости влияет температура, и частично растворяющиеся компоненты часто становятся вполне смешивающимися при более высоких температурах. Свойства смесей, компоненты которых частично растворяются, отличаются некоторыми особенностями, вследствие чего ниже приводится для пояснения конкретный случай в качестве примера.

В общих чертах построение диаграммы зависимости упругости пара от состава для смеси анилина и воды производится следующим образом (см. рис. 15).

Примем температуру = 100°C.

При 100°C

Нижний предел растворимости, вес. процент анилина . . .	= 7,18
Верхний предел растворимости, вес. процент анилина . . .	= 89,7
Молекулярный вес анилина	= 93,1
Молекулярный вес воды	= 18
Молекулярная доля анилина в водном растворе	= 0,0148
Молекулярная доля анилина в анилиновом растворе	= 0,628
Упругость пара воды	= 760 мм
Упругость пара анилина	= 45,7 мм

Допущения. До предела растворимости анилина в воде парциальная упругость пара воды следует закону Рауля, а парциальная упругость пара анилина следует закону Генри. До предела растворимости воды в анилине парциальная упругость пара анилина следует закону Рауля, а парциальная упругость пара воды следует закону Генри.

Упругость пара воды = 760 мм (точка А).

Парциальная упругость воды, насыщенного анилином = $(1,0000 - 0,0148)(760) = 749$ мм (точка В).

Упругость пара анилина = 45,7 мм (точка С).

Парциальная упругость анилина, насыщенного водой = $(0,628)(45,7) = 28,7$ мм (точка Д).

Нанесем точки: А (760; 0), В (749; 0,0148), С (45,7; 1,00), Д (28,7; 0,628). Точка Е находится при 749 мм и при молекулярной доле = 0,628. Точка F находится при 28,7 мм и при молекулярной доле = 0,0148. Соединим точки А, В, Е и 0 мм с точкой, соответствующей молекулярной доле = 1,00. Полученная линия представляет собой кривую парциальной упругости воды и обозначена p_W . Соединим точки С, Д, F и 0 мм с точкой, соответствующей молекулярной доле = 0. Полученная в этом случае линия представляет кривую парциальной упругости анилина и обозначена p_A . Построив ординаты в соответствующих точках абсциссы, получим кривую для общей упругости пара смеси, обозначенную π . Пользуясь соответствующими данными для упругости пара и растворимости, можно рассчитать подобные же диаграммы и для других температур.

Из рассмотрения рис. 15 видно, что нанесенные вертикальные пунктирные линии разделяют полученную диаграмму на три зоны. В пределах зон I и III, которые относятся к гомогенным растворам, компоненты ведут себя подобно вполне смешивающимся жидкостям, т. е. система состоит из одной жидкой фазы и одной парообразной фазы. В этом случае система является бивариантной и парциальные упругости компонентов и общая упругость смеси изменяются с изменением состава при определенной температуре. Однако, в пределах зоны II, которая подобна рис. 14, парциальные упругости компонентов и общая упругость смеси не зависят от состава смеси, если одна переменная температура фиксирована. В пределах зоны II система состоит из двух жидких фаз, а именно из раствора анилина в воде и из раствора воды в анилине.

Возвращаясь к рассмотрению зоны I, следует напомнить, что при построении рис. 15 в отношении парциальной упругости анилина было сделано допущение, заключающееся в том, что до предела растворимости раствор анилина в воде подчиняется закону Генри. Парциальная же упругость паров анилина над таким раствором при повышении концентрации анилина возрастает с несравненно большей быстротой, чем в случае, если бы анилин следовал закону Рауля. В этом можно убедиться, проведя на рис. 15 линию от точки С до точки 0,0 (эта линия изображает соответствие закону Рауля). При испарении разбавленного раствора анилина в воде пары этого раствора более богаты анилином, чем жидкость, хотя упругость паров анилина при 100°C составляет лишь около одной шестнадцатой от упругости паров воды. Следовательно, концентрирование таких разбавленных растворов при помощи дистилляции вполне возможно.

2. Диаграммы зависимости температуры кипения от состава смеси при постоянном давлении

а. Полностью смешивающиеся компоненты, не образующие постоянно кипящих смесей. Если давление фиксировано (например, при 1 ат), то, отложив по ординате точки кипения и по абсциссе соответствующие им составы жидкости, получим кривую, подобную кривой ACD , изображенной на рис. 16. Составы пара, соответственно находящегося в равновесии с жидкостью, отложены по кривой AED . Так, например, согласно рис. 16, жидкость состава A_1 будет иметь температуру кипения T_1 и состав пара, находящегося в равновесии с жидкостью, будет A_2 . Если компоненты смеси подчиняются закону Рауля, то точки для диаграммы, подобной изображенной на рис. 16, могут быть рассчитаны, как показано в табл. 8.

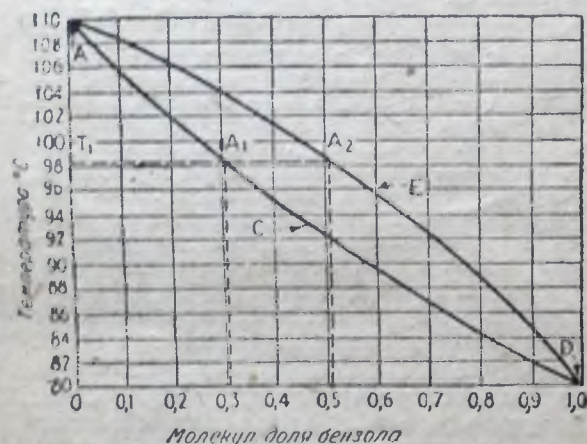


Рис. 16. Диаграмма зависимости температур кипения при постоянном давлении ($\pi = 760$ мм) от состава для смесей бензол-толуол.

в молекулярных долях бензола, кипящие при соответствующих температурах, указанных в столбце первом.

Расчет помещенных в столбце пятом данных производится на основании законов Рауля и Дальтона следующим образом. Например, для 92,0°C

$$x = \frac{\pi - P_T}{P_B - P_T} = \frac{760 - 432}{1078 - 432} = 0,5077.$$

В столбце шестом приводится состав пара, выраженный в молекулярных долях бензола, находящихся в равновесии с жидкостью, состав которой указан в столбце пятом. Данные столбца шестого рассчитаны на основании закона Рауля следующим образом. Так например, для 92,0°C

$$y = \frac{P_B x}{\pi} = \frac{(1078)(0,5077)}{760} = 0,7201.$$

В табл. 8 в первом столбце приводятся температуры кипения смесей бензола с толуолом при 760 мм, от температуры кипения чистого бензола (80,02°C) до температуры кипения чистого толуола (110,4°C). Во втором столбце даны упругости пара чистого бензола (P_B), соответствующие температурам в первом столбце, и в третьем столбце — упругости пара чистого толуола (P_T). В четвертом столбце приведена общая упругость пара, в этом примере равная 760 мм. В пятом столбце даны рассчитанные составы жидкости, выраженные

Таблица 8

Составы жидкости и пара при равновесии для смесей бензола с толуолом

Температура в °C	P_B мм рт. ст.	P_T мм рт. ст.	π мм рт. ст.	$x = \frac{\pi - P_T}{P_B - P_T}$	$y = \frac{P_B x}{\pi}$
80,02	760	300,0	760	1,0000	1,0000
84,0	852	333,0	760	0,8227	0,9223
88,0	957	379,5	760	0,6589	0,8297
92,0	1078	432,0	760	0,5077	0,7201
96,0	1204	492,5	760	0,3760	0,5957
100,0	1344	559,0	760	0,2560	0,4528
104,0	1495	625,5	760	0,1547	0,3043
108,0	1659	704,5	760	0,0581	0,1278
110,4	1748	760,0	760	0	0

Если компоненты не подчиняются закону Рауля, то составы жидкости и пара при равновесии должны быть получены из экспериментальных данных.

б. Полностью смешивающиеся компоненты, образующие постоянно кипящие смеси. На рис. 16 представлена диаграмма зависимости температуры кипения от состава смеси. Как видно из диаграммы, температуры кипения плавно изменяются от чистого вещества В до чистого вещества А вдоль по кривой ACD . В некоторых случаях, как видно из рис. 17, для некоторой концентрации наблюдается минимум или максимум температур кипения. По кривой I рис. 17 в области, лежащей влево от точки С, процесс испарения подобен таковому для вещества, изображенного на рис. 16, где содержание компонента А в отходящих парах больше, чем в жидкости. В точке С жидкость имеет тот же состав, что и пар¹.

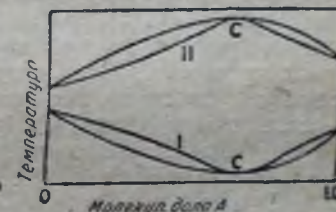


Рис. 17. Диаграмма зависимости температур кипения от состава для жидкостей, образующих постоянно кипящие бинарные смеси.

¹ В данном случае обычно употребляют термины более летучий и менее летучий, причем более летучим компонентом называется тот, для которого концентрация его в паре больше, нежели в жидкости, т. е. для которого

$$y > x$$

и, наоборот, менее летучим мы называем тот компонент, для которого

$$y < x.$$

Для систем, образующих азеотропные смеси, один и тот же компонент будет в пределах одних концентраций более летучим, а в пределах других — менее летучим. Например для системы вода-этиловый спирт, для растворов, содержащих от 0 до 95% (весовых), наиболее летучим компонентом будет спирт. Для растворов с концентрацией от 95 до 100% спирт будет менее летучим компонентом. Прим. ред.

В области, лежащей вправо от точки *C*, летучести компонентов меняются в обратном направлении, т. е. содержание в парах вещества *B* больше, чем в жидкости. Смесью такого типа, которая представлена кривой *I*, является этиловый спирт и вода, которые образуют постоянно кипящую смесь с минимумом температуры кипения и состава приблизительно 95 весовых процентов спирта. Кривая *II* изображает смесь, которая обладает максимумом температуры кипения, находящимся в точке *C*. Влево от точки *C* в образующихся парах содержится вещества *B* больше, чем в жидкости, в то время, как вправо от точки *C* содержание вещества *A* в парах больше, чем в жидкости. Представителем такого типа смесей являются смеси хлористоводородной кислоты и воды, которые обладают хорошо известным свойством, заключающимся в том, что если смесь любого состава подвергать кипячению при атмосферном давлении, то остающаяся в результате этого жидкость получается с содержанием приблизительно в 20% HCl . Вещества, образующие смеси с максимумом или минимумом температуры кипения, не могут быть полностью разделены при помощи простого процесса дистилляции при данном давлении. Однако, состав постоянно кипящей смеси может быть изменен путем проведения дистилляции при другом давлении, благодаря чему изменится положение точки *C* на рис. 17. Этим путем в одну операцию может быть получена постоянно кипящая смесь в качестве одного из продуктов процесса. Вторичное испарение при другом измененном давлении дает возможность провести дальнейшее разделение первоначальной постоянно кипящей смеси. Другой способ, к которому можно прибегнуть, заключается в прибавлении к постоянно кипящей смеси третьего компонента, вследствие чего характеристика летучести исходной смеси может измениться столь значительно, что разделение ее станет возможным¹.

Ацетон и метиловый спирт образуют постоянно кипящую смесь и вдобавок обладают температурами кипения, разнящимися только на 9°C при атмосферном давлении. Прибавление насыщенного водного раствора серноватистокислого натрия к смеси метилового спирта и ацетона понижает парциальную упругость пара метилового спирта в смеси, благодаря чему ацетон легко фракционируется в качестве дистиллата из смеси метиловый спирт — серноватистокислый натрий — вода.

с. Частично смешивающиеся компоненты. Характерная диаграмма для зависимости температуры кипения от состава смеси в случае частично смешивающихся составных частей приводится на рис. 18.

В области, лежащей влево от точки *c*, жидкость с температурой кипения T_1 имеет состав A_1 , в то время как образующийся пар имеет состав A_2 . Точно так же справа от точки *c* жидкость с температурой кипения T_2 имеет состав A_4 , а находящийся в равновесии с жидкостью пар имеет состав A_3 . Однако, в ряду составов от *b* до *e*, именно в точке *c*, при определенной температуре, образующиеся пары будут иметь постоянный состав.

¹ Таким образом дистиллируют, например, смесь азотная кислота — вода, прибавляя к ней серную кислоту. Перегонкой бинарной смеси нельзя получить азотную кислоту выше 68%. Прибавление серной кислоты понижает упругость паров воды и дает возможность получить 98% HNO_3 . Прим. ред.

Диаграмма, подобная изображенной на рис. 18, может быть построена следующим образом.

Вначале необходимо построить диаграмму зависимости упругости пара от концентрации по методу, указанному для рис. 15, выбрав такую температуру, чтобы линия общей упругости в зоне *II*, рис. 15, была равна желаемой общей упругости. Точки *b* и *e* рис. 18 представляют собой соответственно верхний и нижний пределы растворимости при этой температуре и могут быть нанесены на рис. 18. Точка *c* подсчитывается делением величины парциальной упругости компонента *A* в зоне *II* на величину общей упругости. Таким образом линия *bce* фиксирована. Теперь можно построить ряд подобных линий для постоянных температур, выбрав для этого температуры, лежащие в пределах от той, которая соответствует линии *bce*, до температуры

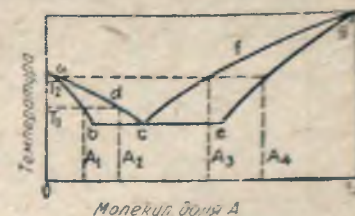


Рис. 18. Диаграммы зависимости температур кипения от состава для частично смешивающейся бинарной смеси.

кипения чистого вышекипящего компонента при желаемом давлении. Линия, проведенная по полученному для постоянных температур чертежу, представляющая общую упругость пара смеси (обозначенная π , рис. 15), будет пересекаться с линией фиксированной общей упругости пара в зонах *I* и *III*, в результате чего могут быть отсчитаны соответствующие составы жидкости. Эти составы откладываются против соответственных температур, в результате чего получаются кривые *ab* и *eg*, рис. 18. Точка *a* на рис. 18, очевидно, представляет собой температуру кипения чистого компонента *B*, а точка *g* — температуру кипения чистого компонента *A*. По чертежу, полученному для составов при постоянных температурах, могут быть отсчитаны парциальные упругости компонентов *A* и *B* в зонах *I* и *III* при трех составах жидкости, которые соответственно пересекаются с кривой общей упругости пара. При делении величин этих парциальных упругостей на величину общей упругости получают молекулярные доли компонента в парообразной фазе. Построив полученные молекулярные доли соответственно против температур, получаем кривые *adc* и *cfe* (рис. 18).

3. Диаграммы зависимости состава пара от состава жидкости при постоянном давлении

Диаграммы этого типа оказываются более полезными при некоторых расчетах дистилляции, чем диаграммы, описанные выше. В этих диаграммах при фиксированном давлении концентрации более летучего компонента в парообразной фазе построены против соответственных равновесных концентраций этого же компонента в жидкой фазе. В случае отсутствия достаточных данных по температурам кипения необходимо построить по имеющимся данным отдельную кривую температур кипения. Данные, рассчитанные в табл. 8, могут быть использованы для построения подобной диаграммы для смеси бензола и толуола. Несколько видов кривых, рассмотренных также в связи с предыдущими диаграммами, приводятся на рис. 19.

I. Полностью смешивающиеся компоненты, не образующие постоянно кипящей смеси, например, бензол-толуол.

II. Постоянно кипящая смесь с минимумом температуры кипения, например, этиловый спирт-вода.

III. Постоянно кипящая смесь с максимумом температуры кипения, например, HCl-вода.

IV. Частично смешивающиеся компоненты, например, анилин-вода.

V. Одинаковое содержание компонентов в жидкой и парообразной фазах, например, смеси стереоизомеров.

Линия, проходящая под углом в 45° , характеризующая одинаковый состав жидкости и пара и представляющая также кривую $x=y$ для стереоизомеров, включается обычно в диаграмму для сравнения. В точках пересечения кривых с этой прямой не происходит никакого обогащения пара. Необходимо напомнить, что точки, которые соответствуют образованию постоянно кипящей смеси, могут быть смещены при изменении давления, под которым производится дистилляция. Изменение равновесных отношений между жидкостью и паром, происходящие при изменении давления, а также влияние давлений, приближающихся к критическим давлениям компонентов, обсуждалось на стр. 643 и 644.

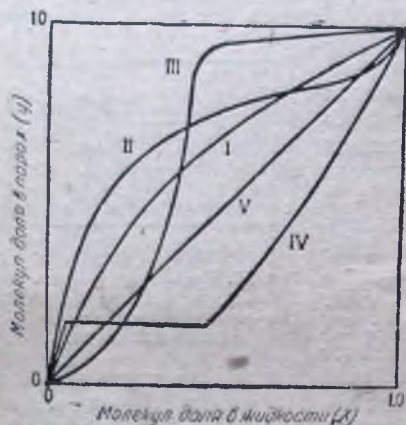


Рис. 19. Типы кривых равновесия при постоянном давлении.

Трехкомпонентные системы

Диаграмма для трехкомпонентной системы при постоянной температуре может быть построена путем нанесения концентрации каждого из трех компонентов на стороны равностороннего треугольника. Если затем температуру представить в виде перпендикуляра к основанию треугольника, то могут быть проведены контурные линии, которые будут указывать различные составы при разных температурах.

Изображение систем из трех и большего числа компонентов на диаграммах встречает известные затруднения. Действительно, системы, содержащие наибольшее число компонентов, которые подвергаются дистилляции в большом масштабе, т. е. смеси нефтяных углеводородов, приблизительно следуют закону Рауля в их зависимости между жидкостью и паром при равновесии (см. стр. 638). Для других сложных смесей, для которых отсутствуют надежные данные, должны быть проведены экспериментальные определения равновесного испарения (см. стр. 643) с целью установления соотношения между жидкостью и паром при равновесии. Можно указать на некоторые правила, имеющие качественный характер, которые относятся к случаям, когда имеет место образование постоянно кипящих смесей.

Если две пары каких-нибудь трех компонентов образуют постоянно

кипящие бинарные смеси, то образование постоянно кипящих смесей из трех компонентов будет происходить в том случае, когда они находятся в тройной смеси. Это явление часто, но не всегда, имеет место в тех случаях, когда один из компонентов лишь отчасти растворим в паре других, образующих постоянно кипящую бинарную смесь. В качестве примера можно привести смесь бензола, этилового спирта и воды, которые образуют постоянно кипящую смесь, температура кипения которой лежит ниже, чем таковая для каждого из чистых компонентов и которая содержит больше воды, чем постоянно кипящая смесь этилового спирта и воды. С другой стороны, этиловый спирт и вода образуют постоянно кипящую смесь, а изоамиловый спирт лишь частично растворим в воде. В этом случае никакой постоянно кипящей тройной смеси не образуется, так как постоянно кипящая смесь этилового спирта и воды имеет более низкую температуру кипения, чем смесь изоамилового спирта и воды в присутствии этилового спирта. Поэтому изоамиловый спирт может быть выделен в процессе ректификации этилового спирта путем отбора бокового отгона из ректификационной колонны.

IV. ЛЕТУЧЕСТЬ И ОТНОСИТЕЛЬНАЯ ЛЕТУЧЕСТЬ

Выражение „летучесть“ (volatility) обычно употребляется для сравнения упругости пара одного чистого вещества с упругостью пара другого, причем вещество, имеющее более высокую упругость пара при данной температуре, называется более летучим. Сама по себе одна упругость пара еще не определяет легкость выделения компонентов из жидких смесей, так как упругость пара каждого компонента понижается в присутствии других компонентов. Определения летучести и относительной летучести в настоящей главе приняты те же, что и в книге Уокер, Льюис и Мак-Адамс — „Типовая химическая аппаратура“ — вследствие удобства этих определений и заключающегося в них физического смысла.

Летучесть (volatility) какого-нибудь компонента в гомогенной смеси представляет собой отношение парциальной упругости этого компонента в парах, находящихся в равновесии с этой жидкостью, к его молекулярной доле в жидкости

$$v_1 = \frac{p_1}{x_1} \quad (11)$$

Если компонент следует закону Рауля в смеси, то $p_1 = P_1 x_1$ и летучесть численно равна упругости пара. Если компонент следует закону Генри, то $p_1 = kx_1$ и летучесть при некоторой данной температуре численно равна k — константе закона Генри для этой температуры.

Относительная летучесть представляет собой отношение летучести одного компонента к летучести другого

$$\alpha = \frac{v_1}{v_2} \quad (12)$$

где α — относительная летучесть.

Для бинарных смесей

$$v_1 = \frac{p_1}{x_1}$$

II

$$v_2 = \frac{p_2}{x_2} = \frac{p_2}{1-x_1}$$

Так как

$$\frac{p_1}{p_2} = \frac{y_1}{1-y_1},$$

в которой y_1 представляет собой молекулярную долю первого компонента в парах, то

$$\alpha = \frac{v_1}{v_2} = \left[\frac{y_1}{1-y_1} \right] \left[\frac{1-x_1}{x_1} \right]. \quad (13)$$

Хотя пользование молекулярными количествами обычно более удобно при расчетах дистилляции, вид уравнения (13) несомненно останется тем же и в случае, если y_1 и x_1 соответственно будут выражены в весовых долях.

Для компонентов, которые следуют закону Рауля,

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2}, \quad (14)$$

где P_1 — упругость пара первого компонента и P_2 — упругость пара второго компонента.

Относительная летучесть является точной мерой легкости разделения компонентов при процессах дистилляции, следовательно, те вещества, которые легко поддаются разделению, обладают большим значением α . В том случае, когда α равно единице, разделение компонентов оказывается невозможным. Если же α меньше единицы, то это означает, что молекулярное отношение составных частей, находящихся в парообразной фазе, в α раз меньше молекулярного отношения этих компонентов в жидкости. Когда компоненты обладают различными летучестями, то величина α будет всегда больше единицы, если числителем в уравнении (12) является летучесть более летучего компонента. Так, при относительной летучести в 0,5 получается $1:0,5 = 2,0$, если пользоваться отношением летучести более летучего компонента к менее летучему. Относительная летучесть двух компонентов изменяется с температурой. Если рассматривать вопрос только с точки зрения легкости разделения компонентов, то оптимальным интервалом температур для проведения дистилляции будет тот, при котором величина α является максимальной. Можно привести крайний, но возможный случай, когда значение α будет убывать с понижением температуры, проходя через единицу и становясь в конце концов меньше единицы. Это будет указывать на то, что если какая-нибудь смесь из компонентов А и В подвергается перегонке в пределах более высоких температур, то компонент А будет находиться в большей концентрации в дистиллате. Если же температурный интервал в достаточной степени понижается, что имеет место при применении вакуума, то компонент В становится более летучим и он может быть получен в большей концентрации в дистиллате.¹

¹ Величина α может изменяться для двух компонентов А и В от величины большей единицы до величины меньшей единицы в том случае, если вещества А и В образуют азеотропную смесь, состав которой соответствует $\alpha_1 = 1$. *Прим. ред.*

V. МЕТОДЫ ИСПАРЕНИЯ

Способ парообразования является основным фактором, определяющим выбор того или иного метода расчета дистилляции. При установленном механизме парообразования и наличии удовлетворительных данных для равновесия между жидкостью и паром, остальные расчеты с точки зрения дистилляции могут быть почти всецело ограничены тепловым и материальным балансами. При проектировании дистилляционных установок помимо вопросов, которые касаются разделения вещества, должны быть решены также и другие задачи. Так, например, должны быть рассчитаны соответствующие трубопроводы для жидкости и пара, должны быть спроектированы необходимые теплообменники и т. д. В следующих разделах внимание будет сосредоточено в основном на процессах дистилляции, за исключением тех случаев, которые посвящены рассмотрению специальных вопросов. Для ознакомления с вопросами гидравлики и теплопередачи читатель отсылается к соответствующим отделам этой книги.

В зависимости от принятого метода образования пара, процесс дистилляции может быть осуществлен периодически или непрерывно. При периодическом методе данное вещество загружается в соответствующий перегонный куб и часть загрузки отгоняется. Образующиеся пары непрерывно удаляются. Более летучие компоненты оказываются в большей концентрации в паре, чем в жидкости, поэтому, пока происходит испарение, жидкость становится беднее более летучими компонентами. Следовательно, как состав жидкости, так и состав образующегося пара изменяются в течение процесса простой дистилляции.

В непрерывном процессе дистилляции вещество непрерывно подается в перегонный куб или кипятильник, а жидкость и пар удаляются из аппарата с такими скоростями, чтобы в системе не происходило ни накопления, ни уменьшения вещества. Состав жидкости в перегонном кубе остается постоянным, так же как и состав образующихся паров.

Как простая, так и непрерывная дистилляция могут быть проведены в сочетании с ректификацией; при этом обеспечивается более полное разделение при затрате того же самого количества тепла. Кроме того, как простой, так и непрерывный процессы могут быть проведены с применением острого пара или без него. В следующих разделах будут в общих чертах описаны основные методы расчета этих различных комбинаций наряду с примерами их применения.

VI. ПРИНЦИПЫ ПРИМЕНЕНИЯ И МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ ДИСТИЛЛЯЦИИ

Простая дистилляция

Определение. Простая периодическая дистилляция представляет собой такой процесс, при котором исходная смесь загружается в перегонный куб, где она соответствующим образом нагревается и подвергается испарению. Образующиеся при этом пары непрерывно удаляются без частичной конденсации их и без обратного возвращения флегмы в перегонный куб. Такого рода простая периодическая дистилляция применяется для грубого разделения смешивающихся компонентов. Простая дистилляция с водяным паром будет рассматриваться в следующих разделах.

Применение. Простой периодической дистилляцией раньше широко пользовались для очистки нефти. В последние годы простые перегонные кубы для этих целей стали заменяться перегонными кубами с колоннами, в которых может быть достигнуто обратное возвращение флегмы, а эти последние, в свою очередь, вытесняются непрерывно действующими аппаратами с фракционирующими колоннами. В настоящее время применение простой дистилляции в промышленности по большей части ограничено операциями небольшого масштаба, имеющих периодический характер, когда полнота разделения и затрата тепла может быть принесена в жертву для обеспечения низкой себестоимости продукта. В некоторых случаях, как, например, обезвоживание органических растворителей простой дистилляцией, может быть достигнуто достаточно полное разделение при небольшом расходе тепла. Однако, во всех случаях наиболее полное разделение одновременно с более полным улавливанием ценных составных частей при меньшей затрате тепла может быть осуществлено добавлением фракционирующей колонны к простому перегонному кубу. В лаборатории простую дистилляцию можно осуществить, если верхнюю часть перегонной колбы хорошо изолировать для предохранения ее от потери тепла, например, пропусканием тока горячих газов вокруг колбы и паротводной трубки. Дистилляция по Энглеру или по методу Американского общества испытания материалов (А. S. T. М.) отличается от простой дистилляции тем, что в первом случае получается некоторое количество флегмы в результате частичной конденсации паров в горлышке колбы.

Теория простой дистилляции. При простой дистилляции пары по мере их образования удаляются из соприкосновения с остающейся жидкой смесью. Математический анализ такого рода процесса должен поэтому свестись к трактовке его при помощи дифференциального исчисления. Такой анализ был впервые произведен Релеем [Rayleigh, Phil. Mag., p. 534 (1904)]. Различные формы уравнения Релея приводятся в уравнениях (15), (16), (17), (18), (19), (20), (21) и (22).

Простой вывод уравнения Релея производится следующим образом: предположим смесь двух растворимых компонентов, общее количество молей (или грамм) которых равно L . Обозначим молекулярную долю (или весовую долю) более летучего компонента в жидкости через x и молекулярную долю (или весовую долю) этого же компонента в парах, при равновесии с жидкостью через y . Пусть dL молей (или грамм) жидкости испарится; количество жидкости уменьшится, а количество пара возрастет на бесконечно малое (дифференциал) более летучего компонента. При материальном балансе

$$(L - dL)(x - dx) + (y + dy)dL = Lx. \quad (15)$$

Пренебрегая дифференциалами второго порядка и произведя преобразование, имеем:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y - x}. \quad (16)$$

Интегрируя уравнение (16) в пределах от x_1 до x_2 , получаем:

$$\ln \frac{L_1}{L_2} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{y - x}. \quad (17)$$

В уравнении (17) должны применяться соответствующие весовые единицы или существующие молекулярные единицы, например:

L_1 — количество молей (или граммов) первоначальной загрузки.

L_2 — количество молей (или граммов) остатка нагрузки после того, как $L_1 - L_2$ вещества перегнано.

x_1 — молекулярная доля (или весовая доля) более летучего компонента в первоначальной загрузке L_1 .

x_2 — молекулярная доля (или весовая доля) более летучего компонента в остатке загрузки L_2 .

Если имеются удовлетворительные данные, характеризующие зависимость y от x , то правая часть уравнения (17) может быть проинтегрирована графическим путем, т. е. построением $1/(y - x)$ по x и измерением площади, находящейся под кривой между пределами x_1 и x_2 . Если между y и x существует математическая зависимость, то правая часть уравнения (17) может быть интегрирована непосредственно, как в двух нижеуказанных случаях.

а. Применение закона Рауля. В случае применения закона Рауля интегрирование уравнения (17) дает:

$$\ln \frac{L_1}{L_2} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\ln \frac{x_1}{x_2} + \alpha \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \right]. \quad (18)$$

В уравнении (18) α , как установлено уравнением (14), означает отношение упругости пара более летучего компонента к упругости пара менее летучего. В течение процесса простой дистилляции при постоянном давлении температура возрастает по мере того, как остающаяся жидкость становится беднее более летучим компонентом. Для тех смесей, которые следуют закону Рауля и для которых температуры кипения отдельных компонентов при атмосферном давлении не слишком сильно отличаются друг от друга, α , как установлено, изменяется очень мало с изменением температуры; следовательно, в этих случаях уравнение (18) дает заслуживающие доверия результаты. Эти условия встречаются, например, в случае наличия в смеси соседних членов какого-нибудь гомологического ряда, как например ряда парафиновых углеводородов. Изменение α с температурой должно быть тем не менее изучено, если желают пользоваться уравнением (18).

б. Применение закона Генри. В случае применения закона Генри можно интегрированием уравнения (17) получить уравнение (19):

$$\ln \frac{L_1}{L_2} = \frac{1}{k - 1} \ln \frac{x_1}{x_2}. \quad (19)$$

В уравнении (19) k является константой из закона Генри, когда его выражают в виде $y = kx$. Выражение $y = kx$ представляет собой изотермическое соотношение, но могут иметь место также и случаи, в которых изменение k с температурой происходит медленно. Изменение k с температурой должно быть установлено, пользуясь уравнением (19).

Уравнения (17), (18) и (19) состоят из членов, выражающих общее количество молей (или весовое количество) первоначальной загрузки, количество молей (или весовое количество) оставшейся в перегонном кубе загрузки после дистилляции, а также и соответственные составы этих жидкостей. Эти уравнения, поэтому, пригодны в том случае,

если один из этих членов непосредственно дает искомый ответ, например, если желательно рассчитать процент загрузки, который должен остаться в перегонном кубе для того, чтобы получить остаток жидкости, имеющей состав x_2 .

с. Парциальные упругости являются линейной функцией состава. В некоторых случаях оказывается более удобным иметь дело с общим количеством молей (или весовыми количествами) индивидуальных составных частей смеси. Для этой цели может быть выведено уравнение Релея в другой форме. Это уравнение применимо в том случае, когда парциальные упругости рассматриваемых компонентов являются линейными функциями их концентраций в смеси.

Пусть A, B, C, D и т. д. являются общими количествами молей соответственных компонентов в многокомпонентной смеси. Если дифференциальное количество смеси испарилось, то

$$\frac{-dA}{-dB} = \frac{p_A}{p_B}, \quad (20)$$

где p_A — парциальная упругость компонента A в смеси и p_B — парциальная упругость компонента B в смеси.

В случае применения закона Рауля имеем:

$$p_A = P_A \left(\frac{A}{A+B+C+D} \right),$$

$$p_B = P_B \left(\frac{B}{A+B+C+D} \right).$$

Поэтому

$$\frac{-dA}{-dB} = \left(\frac{P_A}{P_B} \right) \left(\frac{A}{B} \right).$$

Но, согласно уравнению (14) $P_A/P_B = \alpha$; следовательно

$$\frac{-dA}{-dB} = \alpha \cdot \frac{A}{B}. \quad (21)$$

Несмотря на то, что вывод уравнения (21) производился на основе закона Рауля, такой же формы уравнение может быть получено, если p_A и p_B являются линейными функциями x , например

$$p_A = k_1 x_A, \quad p_B = k_2 x_B.$$

В этом случае α должно быть рассчитано по уравнениям (11) и (12). Если α не изменяется заметно в условиях дистилляции, то уравнение (21) после интегрирования дает:

$$\ln \frac{A_1}{A_2} = \alpha \ln \frac{B_1}{B_2}, \quad (22)$$

где A_1 — общее количество молей (или весовых единиц) компонента A в первоначальной смеси;

A_2 — общее количество молей (или весовых единиц) компонента A , оставшегося в остатке жидкости после процесса дистилляции;

B_1 — общее количество молей (или весовых единиц) компонента B в первоначальной смеси;

B_2 — общее количество молей (или весовых единиц) компонента B , оставшегося в остатке жидкости после процесса дистилляции.

Изменение α в условиях дистилляции должно быть предварительно изучено до применения уравнения (22).

Применения уравнений простой дистилляции

1. Простая дистилляция смеси анилин — вода. (Mc Adams, Неопубликованные „Notes on Distillation“, Massachusetts Institute of Technology; Walker, Lewis and Mc Adams, „Principles of Chemical Engineering“, стр. 732, Mc Graw-Hill, New York, 1927).

Предположим, что завод обладает большим количеством разбавленного анилинового раствора, состоящего из воды, насыщенной анилином при 25°C. Предложено выделить часть анилина хотя бы в виде концентрированного раствора, получающегося в результате процесса простой дистилляции.

Обращаясь к рис. 15, видим, что эта смесь поместится в зоне I диаграммы, подобной рис. 15, построенной для температуры кипения при том давлении, которое будет поддерживаться на установке. Пары, выделяющиеся из смеси такого состава, будут богаче анилином, чем остающаяся жидкость. В продолжение процесса простой дистилляции,

Таблица 9

Взаимная растворимость анилина и воды¹

Температура °C	Весовые проценты анилина	
	Вода, насыщенная анилином	Анилин, насыщенный водой
10	3,38	95,18
20	3,49	94,93
25	3,55	94,77
30	3,63	94,62
40	3,83	94,29
50	4,05	93,86
60	4,40	93,40
70	4,91	92,75
80	5,59	91,95
90	6,36	91,0
100	7,18	89,7
110	7,95	88,05
120	9,15	86,0
130	11,05	83,6
140	13,6	80,6
150	17,0	76,4
160	21,9	69,1
165	(37,6)	(61,8)
167,5	(46,16)	(46,16)

¹ „International Critical Tables“, vol. 3, p. 89. (Справочник технической химии, т. 5, стр. 113).

все время, пока пары, выделяющиеся из перегонного куба будут содержать анилина больше, чем соответствует пределу растворимости анилина в воде при температуре приемного резервуара, в приемнике будет иметь место физическое разделение с образованием слоя анилина, насыщенного водой, и слоя воды, насыщенного анилином. Составы обоих слоев будут определяться растворимостями анилина в воде и воды в анилине, соответственно, при температуре приемного резервуара. Когда составы паров, выделяющихся из перегонного куба, будут соответствовать составу насыщенного раствора анилина в воде при температуре приемника, физическое разделение конденсата прекратится.

Если дистилляция продолжается дальше за точкой, при которой физическое разделение прекратилось, то последующий дестиллат будет содержать меньше анилина, чем соответствует насыщенному раствору при температуре приемника. Следовательно, если собирание дестиллата продолжается в том же первоначальном приемнике за этой точкой, то богатый анилином слой будет лишаться анилина, который пойдет на образование насыщенного раствора анилина в воде. Во избежание потерь богатого анилином раствора дистилляция каждый раз должна быть остановлена в тот момент, когда в приемнике прекращается физическое разделение дестиллата, или же последний следует в этой точке направить в другой приемный резервуар. Какая бы процедура ни последовала, момент, когда физическое разделение в первоначальном приемнике прекращается, является критической контрольной точкой этого процесса. Наиболее выгодный метод проведения процесса может быть продиктован экономическими соображениями, т. е. при данных условиях может быть, желательно продолжить дистилляцию за точкой прекращения физического разделения, собирая разбавленный слабый дестиллат в отдельном приемнике для смешения с последующей загрузкой.

В целях иллюстрации вышесказанного настоящий пример ограничивается следующими расчетами для указанных ниже условий:

а) выделение анилина в виде богатого анилином раствора, в том случае, если дистилляция проводится до того момента, когда физическое разделение в приемнике прекращается;

б) процент первоначальной загрузки, который необходимо перегнать до точки прекращения физического разделения.

Таблица 10
Упругость пара анилина¹

Температура °C	мм рт. ст.	Температура °C	мм рт. ст.
50	2,4	100	45,7
60	5,7	110	69,2
70	10,6	120	96,6
80	18,0	130	144,5
90	29,2	140	204,0

¹ "International Critical Tables", vol. 3, p. 221 ("Справочник технической энциклопедии", т. 3, стр. 376).

Условия и данные

Пригодное для обработки вещество: 50 000 кг в день воды, насыщенной анилином при 25°C. Температура в приемном резервуаре 25°C.

Допущения. Вплоть до предела растворимости анилина в воде, парциальная упругость пара анилина следует закону Генри; парциальная упругость паров воды — закону Рауля (см. рис. 15, зона I). Вплоть до предела растворимости воды в анилине парциальная упругость пара анилина следует закону Рауля (см. рис. 15, зона III).

Расчеты. Изменение относительной летучести с температурой. Относительные летучести анилина и воды могут быть рассчитаны подобно следующему примеру:

Температура °C	Упругость пара анилина мм	Упругость пара воды мм	Растворимость анилина в воде, вес. % анилина	Растворимость воды в анилине, вес. % анилина
100	45,7	760	7,18	93,1

Молекулярная доля анилина в воде, насыщенной анилином при 100°C

$$\frac{7,18/93,1}{7,18 + \frac{92,82}{18}} = 0,01476,$$

Молекулярная доля воды = 0,9852.

Молекулярная доля анилина в анилине, насыщенном водой при 100°C

$$\frac{89,7/93,1}{89,7 + \frac{10,3}{18}} = 0,628.$$

По уравнению (11):

$$\text{летучесть воды} = v_W = \frac{760 \times 0,9852}{0,9852} = 760,$$

$$\text{летучесть анилина} = v_A = \frac{45,7 \times 0,628}{0,01476} = 1944.$$

По уравнению (12):

$$\alpha = \frac{v_A}{v_W} = \frac{1944}{760} = 2,55.$$

Этим путем могут быть рассчитаны значения для α , приводимые в табл. 11 для соответственных температур.

Из табл. 11 видно, что значение α проходит через максимум, лежащий между температурами дистилляции в 60 и 70°C. Для проведения дистилляции в таком температурном интервале потребуется поддерживать в аппарате давление около 200 мм абс., что в свою очередь сделает необходимым устройство вакуумной установки. Ввиду того, что в этом случае основным доводом за проведение процесса методом простой дистилляции вместо ректификации является низкая стоимость и простота установки, — усложнение процесса дистилляции введением вакуума, единственным преимуществом которого является большая легкость в разделении компонентов смеси, по всей вероятности не оправдывается. Поэтому сделаем допущение, что операция будет

Таблица 11

Изменение α с температурой для смесей анилина и воды, зона 1, рис. 15

Температура °C	Упругость пара воды мм	Упругость пара анилина мм	Растворимость анилина в воде, мол. доля анилина	Растворимость воды в ани- лине, мол. доля анилина	α	Приблизитель- ный ряд общих давл. прост. дистилляц. при постоянн. темпер. мм
50	92,0	2,4	0,0081	0,747	2,41	93—92
60	143,9	5,7	0,0098	0,733	3,19	151—149
70	233,3	10,6	0,0099	0,711	3,26	239—233
80	354,9	18,0	0,0114	0,688	3,07	363—355
90	525,5	29,2	0,0130	0,663	2,84	538—526
98	707,1	42,1	0,0144	0,634	2,62	724—707
99	733,1	43,9	0,0146	0,631	2,59	749—733
100	760,0	45,7	0,0148	0,628	2,55	777—760
110	1075,0	69,2	0,0165	0,590	2,30	1099—1075

произведена при атмосферном давлении. Из табл. 11 видно, что при давлении в 760 мм температура дистилляции будет лежать между 99 и 100°C. Изменение величины α в этом интервале температур незначительное и значением для α взято среднее между α_{99} и α_{100} , или 2,57.

Расчет процесса извлечения анилина. В точке дистилляции, при которой физическое разделение в приемном резервуаре прекращается, отношение анилина, переходящего с дистиллатом, к воде, dA/dB в уравнении (21) будет равно отношению анилина к воде, соответствующему растворимости его при температуре приемного резервуара, т. е. 25°C. Пользуясь уравнением (21) и принимая α равным 2,57, а растворимость анилина в воде равной 3,55% вес. анилина, имеем:

$$\frac{dA}{dB} = \frac{3,55}{96,45} = 2,57 \frac{A_2}{B_2}$$

$$\frac{A_2}{B_2} = 0,01433,$$

$$B_2 = \frac{A_2}{0,01433}.$$

Вес загрузки 50 000 кг
Анилина в загрузке = $50000 \times 0,0355$ 1775 кг
Воды в загрузке 48 225 кг

Воспользовавшись уравнением (22), находим:

$$\lg \frac{1775}{A_2} = 2,57 \lg \frac{48225}{B_2},$$

$$B_2 = \frac{A_2}{0,01433},$$

$$\lg \frac{1775}{A_2} = 2,57 \lg \frac{48225 \times 0,01433}{A_2}.$$

Откуда

$$A_2 = 379 \text{ кг},$$

$$B_2 = 26450 \text{ кг}.$$

Вес остатка загрузки = $379 + 26450 = 26829 \text{ кг}$
Всего дистиллата = $50000 - 26829 = 23171 \text{ кг}$
Анилина в дистиллате = $1775 - 379 = 1396 \text{ кг}$
Воды в дистиллате = 21775 кг

Анилин выделен в виде богатого анилином раствора. Пусть C — кг воды в приемнике, насыщенной анилином; D — кг анилина в приемнике, насыщенной водой. При пересчете на анилин и воду в дистиллате имеем соответственно:

$$1396 = 0,0355C + 0,9477D,$$

$$21775 = 0,9645C + 0,0523D.$$

Решая одновременно, получаем:

$$D = 631 \text{ кг богатого анилином раствора};$$

$$C = 22540 \text{ кг воды, насыщенной анилином}.$$

Анилин, выделенный в виде богатого анилином раствора, $631 \times 0,9477 = 598 \text{ кг}$.

Сводка результатов расчетов

Вес загрузки, кг	50000
Вес испарившейся воды, кг	21775
Вес испарившегося анилина, кг	1396
Общий вес испарившейся части загрузки, кг	23171
Весовых процентов испарившейся части загрузки	46,3
Вес анилина в богатом анилином растворе, кг	598
Вес анилина в водном растворе, кг	797
Весовых процентов анилина первоначальной загрузки, выделенного в богатый анилином раствор	33,8

Необходимая потребность в тепле и холоде может быть рассчитана, пользуясь весовыми количествами испарившихся анилина и воды.

2. Испарение натурального бензина. Если смесь летучих углеводородов подвергается процессу простой дистилляции, то уравнение (22) служит средством для установления относительных количеств каждого из компонентов, остающихся в жидкости в различные стадии дистилляции. Допустим, имеется смесь пропана, бутана и пентана следующего состава:

Компонент	Вес, %
C_3	8,0
C_4	65,6
C_5	26,4
Всего	100,0

Предположим, что в результате процесса простой дистилляции, которому было подвергнуто 100 кг такой первоначальной смеси, приблизительно половина бутана, скажем, 32,2 кг осталась в оставшейся жидкости. Желательно рассчитать количество пропана и пентана, соответственно, в оставшейся жидкости.

Основное допущение. Приложимость закона Рауля

а. Расчет начальной точки кипения

Компонент	Весов. %	Молекуляр. вес	Моли	Молекуляр. доля	Упругость пара при -6°C, мм	Парциальная упругость пара ($p_i = P x_i$) мм
Пропан	8,0	44	0,182	0,108	2950	319
Бутан	65,6	58	1,131	0,674	620	417
Пентан	26,4	72	0,367	0,218	135	30
Всего	100,0		1,680	1,000		765

Сумма парциальных упругостей пара для расчетов наших достаточно близка к атмосферному давлению; следовательно, температура в -6°C может быть принята в качестве начальной точки кипения.

б. Расчет относительных летучестей. Допустим, что конечная температура в конце дистилляции равна $+7^{\circ}\text{C}$.

Компонент	Упругость пара при -6°C , мм	Упругость пара при $+7^{\circ}\text{C}$, мм
C_3	2950	4400
C_4	620	1010
C_5	135	250

Для C_4/C_3

$$\alpha_{-6} = 620/2950 = 0,210$$

$$\alpha_{+7} = 1010/4400 = 0,230$$

$$\alpha_{\text{средн.}} = 0,220.$$

Для C_4/C_5

$$\alpha_{-6} = 620/135 = 4,59$$

$$\alpha_{+7} = 1010/250 = 4,04$$

$$\alpha_{\text{средн.}} = 4,32.$$

с. Расчет конечных весов. количеств пропана и пентана, когда остаток бутана составляет 32,2 кг при 100 кг первоначальной смеси. Воспользуемся уравнением (22), тогда

$$\lg \frac{\text{начальный бутан}}{\text{конечный бутан}} = 0,220 \lg \frac{\text{начальный пропан}}{\text{конечный пропан}},$$

$$\lg \frac{65,6}{32,2} = 0,220 \lg \frac{8,0}{\text{конечный пропан}}$$

откуда

$$\text{конечный пропан} = 0,316 \text{ кг}$$

$$\lg \frac{\text{начальный бутан}}{\text{конечный бутан}} = 4,32 \lg \frac{\text{начальный пентан}}{\text{конечный пентан}}$$

$$\lg \frac{65,6}{32,2} = 4,32 \lg \frac{26,4}{\text{конечный пентан}}$$

откуда

$$\text{конечный пентан} = 22,4 \text{ кг.}$$

Компонент	кг	вес. %
C_3	0,3	0,5
C_4	32,2	58,6
C_5	22,4	40,9
Всего . . .	54,9	100,0

д. Расчет конечной температуры кипения, имеющей целью проверить допущенную к конечную температуру в $+7^{\circ}\text{C}$.

Компонент	Вес. %	Мол. вес	Молл	Мол. доля	Упругость пара при $+7^{\circ}\text{C}$ мм	Парциальная упругость пара ($p = P x$), мм
C_3	0,5	44	0,011	0,007	440	31
C_4	58,6	58	1,010	0,635	1010	641
C_5	40,9	72	0,568	0,358	250	90
Всего . . .	100,0	...	1,589	1,000	...	762

Конечная общая упругость пара соответствует атмосферному давлению; следовательно, допущенная конечная температура является удовлетворительной. Если бы допущенная конечная температура обнаружила заметное отклонение от температуры, найденной этим поверочным расчетом, то было бы необходимо пересчитать части (b) и (c), пользуясь другим значением для допущенной конечной температуры.

е. Сравнение с экспериментальными данными. Приведенный выше примерный расчет основан на методе, описанном в общих чертах Робинзоном („Основные начала дробной перегонки“, Харьков 1930). Часть экспериментальных данных, цитированных Робинзоном, приводится в табл. 12 с целью показать совпадение в этом случае данных, рассчитанных и полученных экспериментально.

Таблица 12

Компонент	Начальный вес. %	Конечный вес. % (рассчитан.)	Конечный вес. % (наблюд.)
C_3	8,0	0,5	0,4
C_4	65,6	58,6	58,0
C_5	26,4	40,9	41,6
Всего . . .	100,0	100,0	100,0

Расхождения следует отнести за счет ошибок анализа, отклонения от закона Рауля, а также вследствие сделанного допущения, что среднее значение α , рассчитанное в части (b), может быть принято в уравнении (22) в качестве константы.

В том случае, когда этот метод расчета применяется к смесям, число компонентов которых больше трех, один компонент может быть выбран в качестве сравниваемого компонента, а относительные летучести отдельных других компонентов подсчитываются по отношению к сравниваемому веществу, как в выше приведенном примере. Необходимо указать, что если температурный интервал, в котором происходит дистилляция, достаточно широк, то можно ожидать значительных изменений в относительных летучестях компонентов вследствие значительного изменения температуры кипения при атмосферном давлении.

Уравнение (22) может быть легко решено графическим путем. Построение $\lg A$ против $\lg B$ дает прямую линию, наклон которой представляет собой относительную летучесть, т. е. α для A относительно B . Если желательно, то $\lg \frac{A}{A_0}$ может быть построен против $\lg \frac{B}{B_0}$, где A_0 и B_0 представляют собой, соответственно, начальные

количества обоих компонентов, а A и B — количества компонентов, остающиеся в жидкости на различных стадиях процесса дистилляции.

При хранении бензинов в резервуарах с люками, не обеспечивающих от выделения паров, наблюдаются заметные потери. В случае очень летучего вещества эта потеря может быть отнесена за счет нормального испарения, являющегося следствием нагревания солнцем стенок резервуара. Так называемые потери вследствие "дыхания" (breathing losses) составляют большую часть потерь, происходящих вследствие испарения из резервуара, так как благодаря нагреванию резервуара на солнце, над хранящейся жидкостью выделяется часть воздуха, насыщенного углеводородами. Благодаря происходящему в ночное время охлаждению резервуара туда поступает свежий воздух, который, в свою очередь также становится насыщенным парами углеводородов и затем удаляется из резервуара. Такая конструкция резервуара, благодаря которой ток воздуха имеет возможность поступать внутрь через неплотности в крышке резервуара, является причиной происходящего испарения. Из рассмотрения причин всех этих потерь, происходящих в резервуарах, а также и потерь через испарение во время перевозки и хранения, видно, что механизм этих потерь приближается к механизму процесса простой дистилляции. Штауфер, Робертс и Уайтмен (Stauffer, Roberts and Whitman, Ind. Eng. Chem., analyt. ed. vol. 2, Jan. 15, 1930) произвели испытание упругости пара с целью определить потери газа при хранении. Это испытание по существу состояло из последовательных измерений упругости пара образца, когда он подвергался простому испарению.

Для сравнения с полученными ими в результате измерения данными авторы рассчитали с помощью уравнения (22) составы оставшегося образца бензина, из которого испарены различные небольшие количества его, и по составам остатков рассчитали упругость пара оставшейся жидкости. Результаты этих расчетов приводятся в табл. 13 для иллюстрации применимости уравнения (22) к решению подобного рода вопросов.

Таблица 13

Сравнение рассчитанных и наблюдаемых упругостей пара
(Штауфер и др., *op. cit.*)

Испарение, %	Рассчитанная упругость пара, мм	Наблюдаемая упругость пара, мм
0	537,2	540
0,2704	518,2	520
0,7156	493,4	490
1,575	455,5	441
3,672	357,7	352

Дистилляция с водяным паром

Определение. Дистилляция с водяным паром представляет собой такой процесс, при котором испарение летучих составных частей массы какого-либо вещества совершается при пониженной температуре благодаря введению водяного пара непосредственно в загрузку. Пар, применяемый таким образом, носит название "острого пара". Понижение парциальной упругости пара летучих составных частей загрузки, полученное в результате применения острого пара, может быть достигнуто подобным же применением какого-нибудь химически инертного газа. Употребление газов или паров, отличных от водяного пара, во многих случаях, однако, выдвигает добавочные вопросы, связанные с конденсацией и выделением дистиллята, а также и с обратным выделением газа. На большинстве заводов, на которых пользование дистилляцией подобного рода представляется необходимым, отработанный пар низкого давления при низкой стоимости его является вполне пригодным для этой цели агентом. Из этих соображений в большинстве случаев применяется водяной пар.

Применения. Дистилляция с водяным паром, применяемая в лаборатории для очистки органических соединений, является ценным орудием химика-органика. При помощи дистилляции с водяным паром летучие органические жидкости могут быть отделены от сравнительно нелетучих загрязнений при достаточно низких температурах, вследствие чего исключается возможность термического разложения вещества. Операции подобного рода, проводимые в заводском масштабе, выполняются преимущественно при помощи дистилляции с водяным паром. Процессы очистки глицерина и жирных кислот могут быть приведены в качестве примера применения этого вида дистилляции в заводском масштабе.

Предприятия, занимающиеся очисткой нефти, как указывалось раньше, стали в широких масштабах заменять простые перегонные кубы для разделения сырой нефти на кипящие в различных интервалах фракции, отдавая предпочтение непрерывно действующим аппаратам с фракционирующими колоннами. Однако, большое число простых перегонных кубов употребляется для повторяющихся операций, например, для повторной дистилляции лишенных парафина фракций смазочных масел.

Большие количества пара при этих операциях вводят в загрузки через изогнутые кольцом паровые трубы-маточки, погруженные в жидкость. На трубах просверлено много маленьких отверстий для достижения хорошего распределения пара по всей массе загрузки. Этим достигаются две цели: 1) от начала до конца дистилляции ведется при пониженных температурах, зависящих от отношения количества водяного пара к количеству пара масла, и 2) при соответствующем расположении парораспределителя пар может выполнять также функции очистителя, нагреваемого голым огнем для куба, предотвращая таким образом начинающееся разложение, которое является следствием местного перегрева. Простые перегонные кубы для этих операций в настоящее время усиленно заменяются непрерывно дистиллирующими установками.

Выделение паров бензола, толуола, ксилола и нафталина из коксовых газов производится путем промывания газа водяным паром.

лым поглотительным маслом. Для удаления из промывного масла содержащихся в нем легких ароматиков масло это на специальных установках подвергают дистилляции с водяным паром. Так как при периодической дистилляции концентрация летучих веществ в нелетучем масле понижается, то пропорционально понижаются их парциальные упругости пара, и отношение водяного пара к пару испаряющегося легкого масла в течение процесса дистилляции непрерывно повышается. При непрерывной дистилляции смесь паров бензола и воды, находящаяся в равновесии с жидкостью, с небольшой концентрацией бензола, может быть использована для выделения паров бензола из более богатой смеси.

Отсюда, процессы, использующие противоток богатого масла и водяного пара, предпочтительнее чем периодическая дистилляция, широко применяются в этом и подобных ему процессах, включающих абсорбцию и последующее разделение с помощью дистилляции с водяным паром, как, например, в процессе выделения бензина из натурального газа.

Теория дистилляции с водяным паром. (Mc A d a m s. Неопубликованные заметки по дистилляции, Технологический институт Массачусетса). Паровая дистилляция летучего компонента из его раствора в нелетучей жидкости.

S — общее количество молей требующегося острого пара,

B — общее количество молей летучих компонентов, находящихся в растворе в перегонном кубе к некоторому (определенному) времени.

O — общее количество молей нелетучей жидкости в перегонном кубе, постоянное.

p_S — действительная парциальная упругость водяного пара в паровой фазе.

p_B — действительная парциальная упругость пара компонента B в паровой фазе.

P_B — упругость пара чистого компонента B .

π — общая упругость пара.

E — эффективность испарения при дистилляции с водяным паром, т. е. отношение p_B к равновесной упругости компонента B . В случае применения закона Рауля

$$E = \frac{p_B}{P_B \cdot \frac{B}{B+O}} \quad (23)$$

(Временно допустим, что жидкая вода в перегонном кубе не присутствует, следовательно $p_S <$ упругости насыщенного водяного пара при температуре перегонного куба. Присутствие жидкой воды и ее влияние на процесс дистилляции будет обсуждаться в дальнейшем.)

Случай 1. Дистилляция с водяным паром летучего компонента, из растворенного нелетучего компонента, присутствующего в большом количестве.

$$\frac{+dS}{-dB} = \frac{p_S}{p_B} = \frac{\pi - p_B}{p_B} = \frac{\pi}{p_B} - 1. \quad (24)$$

Но из уравнения (23)

$$p_B = EP_B \left(\frac{B}{B+O} \right) \\ dS = - \left(\frac{\pi}{EP_B} - 1 \right) dB - \frac{\pi O}{EP_B} \frac{dB}{B}. \quad (25)$$

Если допустить, что температура в перегонном кубе поддерживается постоянной, то P_B также будет постоянной. Для постоянной общей упругости интегрирование уравнения (25) дает

$$S = \left(\frac{\pi}{EP_B} - 1 \right) (B_1 - B_2) + \frac{\pi O}{EP_B} \ln \frac{B_1}{B_2}. \quad (26)$$

Случай 2. Дистилляция с водяным паром летучего компонента из сравнительно малого количества растворенного нелетучего компонента. В этих условиях O , как оно применялось в предыдущем выводе, мало по сравнению с B . Следовательно p_B может быть принято постоянным, и по уравнению (23)

$$p_B = EP_B,$$

поэтому

$$\frac{+dS}{-dB} = \frac{p_S}{p_B}. \quad (27)$$

Интегрируя уравнение (27), получаем

$$S = \frac{p_S}{p_B} (B_1 - B_2) \quad (28)$$

или

$$\frac{S}{B_1 - B_2} = \frac{p_S}{p_B}. \quad (29)$$

Если желательно знать весовое отношение водяного пара к дистиллату, то

$$\frac{W_S}{W_B} = \frac{p_S}{p_B} \frac{M_S}{M_B}, \quad (30)$$

где W_S/W_B — кг водяного пара на кг дистиллата.

M_S — молекулярный вес водяного пара = 18.

M_B — молекулярный вес дистиллата.

Влияние присутствия жидкой воды в перегонном кубе. Влияние присутствия жидкой воды в загрузке на дистилляцию с водяным паром может быть проанализировано, применяя принципы равновесия фаз, как иллюстрировано в примерах, приведенных на стр. 653—664.

Допустим, что летучий компонент, не смешивающийся с водой и содержащий незначительное количество растворенных нелетучих загрязнений, подвергается дистилляции с водяным паром.

В случае отсутствия жидкой воды такая система будет состоять из двух компонентов и двух фаз и, следовательно, будет обладать

двумя степенями свободы. Как температура, так и давление могут варьировать независимо друг от друга. Обращаясь к уравнению (23), следует указать, что расход пара в процессе дистилляции может быть уменьшен при увеличении знаменателя и при уменьшении числителя в правой части уравнения. В отсутствие жидкой воды этого можно достигнуть проведением процесса при наивысшей допустимой температуре, понижением рабочего давления, или комбинированием обоих этих факторов, так как в этом случае p_S , парциальная упругость водяного пара, равна разности между общей упругостью и парциальной упругостью летучего компонента, или $p_S = \pi - p_B$.

Если, с другой стороны, вода присутствует в виде жидкой фазы, то число фаз в этом случае будет три, что при наличии двух компонентов характеризует систему с одной степенью свободы. В этом случае фиксированием температуры или давления определяется состояние системы. Обращаясь снова к уравнению (29), мы видим, что p_S теперь фиксирована при упругости паров воды при температуре дистилляции. Если общая упругость фиксирована, скажем, при атмосферном давлении, то температурой дистилляции будет та температура, при которой $p_S + p_B = \pi$.

Чтобы избежать накопления фазы жидкой воды, образующейся в результате конденсации части открытого водяного пара, температура процесса должна быть выбрана такая, при которой $p_S (= \pi - p_B)$ будет меньше упругости насыщенного водяного пара при данной температуре.

Если нелетучее вещество присутствует в большом количестве, как принято было при выводе уравнений (24), (25) и (26), то парциальная упругость водяного пара возрастает в течение процесса дистилляции вследствие уменьшения концентрации летучего компонента в загрузке и являющегося результатом этого уменьшения p_B . Так как обычно бывает желательно перегнать раствор до небольшой остаточной концентрации компонента B , то к концу процесса дистилляции p_S максимально приближается к π ; следовательно, выбор такой рабочей температуры, при которой упругость насыщенного водяного пара больше π , будет гарантировать от конденсации острого пара на некоторое время в течение процесса. Например, если дистилляция проводится при атмосферном давлении, то минимальная температура, выбранная для достижения этой цели, будет 100°C или немного выше.

Применение внешних источников тепла. Предыдущие рассуждения указывают на желательность работы при наивысшей допустимой температуре (наивысшей температуре, при которой не причиняется вреда летучему веществу) и в отсутствие фазы жидкой воды для достижения экономии в пользовании паром. Бережливость в пользовании острым паром желательна не только из экономии пара, но и потому, что при уменьшении отношения количества водяного пара к дистиллату понижается общее количество тепла, которое должно быть снято в конденсаторе, и благодаря этому уменьшаются потребности в конденсирующей поверхности и в охлаждающей воде. На основании этих соображений обычно рекомендуется выбор такого способа подвода тепла, при котором не происходила

бы конденсации части острого пара. В качестве внешнего источника тепла можно использовать водяной пар. Следует отметить, что если имеется в виду применение другого способа обогрева, отличного от водяного пара, то необходимо принять меры предосторожности против порчи загрузки в результате слишком высокой температуры пленки жидкости на теплопередающей поверхности. При установлении необходимого количества тепла и проектировании обогреваемых поверхностей следует учесть:

1) время, необходимое для обогрева холодной загрузки до температуры дистилляции;

2) количество тепла, необходимого для возмещения скрытой теплоты испарения в течение процесса дистилляции.

В отношении условия (1) желательно иметь достаточную поверхность для того, чтобы загрузка могла быть доведена до необходимой температуры за время, которое хорошо сбалансировано с продолжительностью полного цикла. Соображение (2) определяется скоростью, с которой желательно вести дистилляцию (продолжительность цикла).

Эффективность испарения при дистилляции с водяным паром. При дистилляции с водяным паром пузырьки последнего поднимаются через жидкую загрузку и удаляются с поверхности жидкости, образуя концентрацию летучего компонента, зависящую от парциальной упругости пара летучего компонента над загрузкой. Уже давно известно, что парциальная упругость летучего вещества в водяном паре, удаляющемся из перегонного куба, в большинстве случаев меньше, чем парциальная упругость, характеризующая состояние равновесия с этим компонентом в загрузке. Эффективностью испарения, как определено уравнением (23), пользуются как эмпирическим фактором с целью учета этого отклонения от условий равновесия. Раньше обычно пользовались величинами эффективности испарения в пределах от 0,6 до 0,7. Автор (Cagey, Sc. D. Диссертация, Технологический институт, Массачусетс, 1930) нашел, что эффективность испарения зависит от характера вещества, подвергающегося дистилляции, от глубины слоя жидкости, через который проходит пузырьки водяного пара, и от размера отдельных пузырьков пара. Эта зависимость выражается следующим уравнением:

$$E_e = \frac{p}{p^*} = 1 - e^{-K(L/D)} \quad (31)$$

где E_e — эффективность испарения;

p — действительная парциальная упругость летучего вещества в водяном паре;

p^* — парциальная упругость, которой обладал бы летучий компонент, находясь в равновесии с жидкой загрузкой;

e — основание неположенных логарифмов;

L — глубина жидкой загрузки, через которую поднимается пар;

D — диаметр пузырьков пара;

K — постоянная характеристика дистиллируемого вещества, установленная по скорости диффузии его в паробразующем состоянии.

Некоторые лабораторные данные по дистилляции этилового спирта с водяным паром указывают на то, что влияние глубины погружения барботера соответствует значению, получаемому из уравнения (31).

Никаких данных для проверки влияния размера пузырьков на дистилляцию с водяным паром не получено.

Для получения высоких значений эффективности испарения, водяной пар следует пропускать в загрузку через большое число маленьких отверстий и на достаточной глубине под поверхностью жидкости. При диаметре отверстий парораспределителя в 6 мм и глубине погружения его в 30 см или большей можно, повидимому, достигнуть гораздо более высоких величин эффективности испарения, чем обычные; например, от 0,9 до 0,95 вместо 0,6 до 0,7 при дистилляции органических соединений с молекулярным весом меньше 100. Расчеты по данным установки нефтеперегонного завода показывают, что при дистилляции смазочных масел с водяным паром (мол. вес > 230) достигнутая эффективность испарения колеблется около 0,5.

Пример расчета расхода пара при дистилляции с водяным паром. Предположим, что необходимо обезбензолить партию промывного масла в 10000 кг, содержащего 10% по весу бензола путем дистилляции с водяным паром, с одновременным получением удаляемого бензола. Положим далее, что для предполагаемой операции будет использован паровой куб, снабженный закрытым паровым змеевиком для нагревания и поддержания загрузки при желательной температуре и соответствующим маточником для распределения острого пара в жидкой загрузке. Пары из перегонного куба должны быть сконденсированы в змеевиковом холодильнике, после чего конденсат стекает в сепаратор, где бензол и вода разделяются на два слоя, благодаря разности их удельных весов. Желательно рассчитать, сколько килограммов острого пара необходимо продуть через загрузку, чтобы понизить содержание бензола в растворе до 50 кг при следующих двух условиях:

1. Содержимое перегонного куба в процессе дистилляции поддерживается при температуре в 177°C при помощи пара высокого давления. В парораспределитель пропускается под атмосферным давлением пар, перегретый до 177°C.

2. Содержимое перегонного куба в процессе дистилляции поддерживается при температуре в 101,6°C при помощи мягкого пара с давлением в 1 кг/см². В парораспределитель пропускается под атмосферным давлением пар с температурой в 101,6°C.

Данные. Перегонный куб хорошо изолирован, вследствие чего потерями тепла можно в предварительном расчете пренебречь. Закон Рауля приложим к раствору бензола в масле и молекулярный вес масла принят равным 220. Упругость пара масла при температурах дистилляции настолько низка, что его летучестью можно пренебречь.

Упругости пара бензола:

177°C...7100 мм.

101,6°C...1380 мм.

Молекулярный вес бензола=78

Дистилляция проводится при давлении в 760 мм.

Маточник погружен в загрузку настолько, что эффективность испарения может быть принята равной 0,50:

Пример 1. Температура дистилляции = 177°C.

Компонент.	кг	Мол. вес	Моли	Мол. доля (x)	Упруг. пара (P), мм	Парциальная упругость пара (p = Px) мм
Бензол	1 000	78	12,81	0,239	7 100	1 700
Масло	9 000	220	40,85	0,761		
Всего	10 000	...	53,66	1,000		

Парциальная упругость бензола над этим раствором при 177°C, как указано в таблице, больше 760 мм. Это означает, что часть бензола испаряется в течение нагревания загрузки до 177°C и до пуска водяного пара. Количество бензола, удаленного из загрузки при этом предварительном испарении, может быть рассчитано следующим образом.

Пусть F — моли испарившегося бензола. Молекулярная доля бензола в оставшемся растворе = $\frac{12,81 - F}{53,66 - F}$. Парциальная упругость паров бензола над оставшимся раствором

$$\left(\frac{12,81 - F}{53,66 - F} \right) \times 7100 = 760 \text{ мм.}$$

Решая, получаем $F = 7,91$ моля испарившегося бензола.

Моли оставшегося бензола = $12,81 - 7,91 = 4,90$.

Воспользовавшись уравнением (26), имеем

$$S = \left(\frac{\pi}{EP_B} - 1 \right) (B_1 - B_2) + \frac{\pi O}{EP_B} \ln \frac{B_1}{B_2},$$

где $B_1 = 4,90$, $B_2 = 50/78 = 0,64$, $E = 0,90$, $P_B = 7100$, $O = 40,85$, $\pi = 760$.

$$S = \left(\frac{760}{0,9 \times 7100} - 1 \right) (4,90 - 0,64) + \left(\frac{760 \times 40,85}{0,9 \times 7100} \right) (2,3) \lg \frac{4,90}{0,64}.$$

$S = 6,12$ молей водяного пара.

Килограммов водяного пара = $6,12 \times 18 = 110$.

Килограммов водяного пара на килограмм отогнанного бензола

$$\frac{110}{(4,90 - 0,64) 78} = 0,329.$$

Килограммов водяного пара на килограмм всего выделенного бензола

$$\frac{110}{(12,81 - 0,64) 78} = 0,116.$$

Пример 2. Температура дистилляции = 101,6°C.

Компонент	кг	Мол. вес	Моли	Мол. доля (x)	Упруг. пара (P), мм	Парциальная упругость пара (p = Px) мм
Бензол	1 000	78	12,81	0,239	1 380	330
Масло	9 000	220	40,85	0,761		
Всего	10 000	...	53,66	1,000		

В этом случае при нагревании загрузки бензола несколько не испарилось. Применяя уравнение (26), имеем

$$S = \left(\frac{\pi}{EP_B} - 1 \right) (B_1 - B_2) + \frac{\pi O}{EP_B} \ln \frac{B_1}{B_2}$$

где $B_1 = 12,81$, $B_2 = 50/78 = 0,64$, $E = 0,90$, $P_B = 1380$, $O = 40,85$, $\pi = 760$.

$$S = \left(\frac{760}{0,9 \times 1380} - 1 \right) (12,81 - 0,64) + \left(\frac{760 \times 40,85}{0,9 \times 1380} \right) (2,3) \lg \frac{12,81}{0,64}$$

$S = 70,1$ моля пара.

Килограммов пара = $70,1 \times 18 = 1265$.

следуют закону Рауля, иллюстрирован в табл. 8, стр. 669, для смеси бензола и толуола. Приводимые ниже примеры служат для иллюстрации расчетов для тройных или более сложных смесей, компоненты которых следуют закону Рауля.

Взята смесь *n*-пропана, *n*-бутана и *n*-пентана такого же состава, как принято было в примере для испарения натурального газолена, а именно:

Компонент	Вес. %
C_3H_8	8,0
C_4H_{10}	65,6
C_5H_{12}	26,4
Всего:	100,0

1. Расчет состава пара, находящегося в равновесии с жидкостью при температуре кипения жидкости при атмосферном давлении.

а) Расчет температуры кипения

Компонент	Вес. %	Мол. вес	Моли	Мол. доля	Упруг. пара при $-6,1^\circ C$, мм	Парциальная упругость пара ($p=Px$), мм
C_3H_8	8,0	44	2,182	0,108	2950	319
C_4H_{10}	65,6	58	1,131	0,674	620	417
C_5H_{12}	26,4	72	0,367	0,218	135	29
Всего	100,0	..	1,680	1,000	...	765

Температура получена путем последовательных приближений, пока сумма парциальных упругостей пара не стала близка к 760 мм, с точностью, с которой возможен отсчет по диаграмме упругости пара.

б) Расчет состава пара. При сочетании законов Дальтона и Рауля, уравнение (8) дало:

$$py = Px,$$

где π — общее давление, y — молекулярная доля каждого из компонентов в парах, x — молекулярная доля этих же компонентов в жидкости, P — упругость пара чистого компонента.

Компонент	Px	π	$y = \frac{Px}{\pi}$
C_3H_8	319	765 ¹	0,417
C_4H_{10}	417	...	0,545
C_5H_{12}	29	...	0,038
Всего	765	...	1,000

¹ В тех случаях, когда сумма парциальных упругостей слегка отличается от общей упругости (вследствие трудности отсчета с большей точностью на обычных применяемых диаграммах упругости пара), при расчете состава пара следует пользоваться суммой парциальных упругостей вместо действительного общего давления.

2. Расчет процента испарившегося при данной температуре вещества и составов пара и оставшейся жидкости. Основание: 100 молей первоначальной жидкости. При материальном балансе всей жидкости и пара.

$$L + V = 100, \quad (32)$$

где L — общее количество молей жидкости,

V — общее количество молей пара.

При материальных балансах по каждому из трех компонентов

$$x_3L + y_3V = 100x_{f3} \quad (33)$$

$$x_4L + y_4V = 100x_{f4} \quad (34)$$

$$x_5L + y_5V = 100x_{f5} \quad (35)$$

где x_3, x_4, x_5 — соответственно, молекулярные доли пропана, бутана и пентана в оставшейся жидкости.

y_3, y_4, y_5 — соответственно, молекулярные доли пропана, бутана и пентана в парах, находящихся в соприкосновении с оставшейся жидкостью.

x_{f3}, x_{f4}, x_{f5} — соответственно, молекулярные доли пропана, бутана и пентана в исходной жидкости до испарения.

По законам Дальтона и Рауля:

$$y_3 = \frac{P_3x_3}{\pi} \quad (36)$$

$$y_4 = \frac{P_4x_4}{\pi} \quad (37)$$

$$y_5 = \frac{P_5x_5}{\pi} \quad (38)$$

где P_3, P_4, P_5 — соответственно упругости пара пропана, бутана и пентана,

π — общее давление.

Сумма x -ов оставшейся жидкости должна равняться единице:

$$x_3 + x_4 + x_5 = 1. \quad (39)$$

Если температура и общее давление фиксированы, то неизвестными, которые следует рассчитать, являются: $L, V, x_3, x_4, x_5, y_3, y_4, y_5$, всего восемь неизвестных. Восемь независимых уравнений являются действительными; следовательно, прямое решение возможно. Однако, во избежание громоздких алгебраических выкладок, оказалось проще решать с погрешностью, связывая соответственно уравнения (33) и (36), (34) и (37), (35) и (38) с уравнением (32):

$$x_3 = \frac{100x_{f3}}{L + \frac{P_3}{\pi}(100 - L)} \quad (40)$$

$$x_4 = \frac{100x_{f4}}{L + \frac{P_4}{\pi}(100 - L)} \quad (41)$$

$$x_5 = \frac{100 x_5^*}{L + \frac{P_5}{\pi}(100 - L)} \quad (42)$$

Значения для x_3 , x_4 и x_5 могут быть рассчитаны при помощи уравнений (40), (41) и (42), приняв некоторое значение для величины L . Точность допущенного для величины L значения может затем быть проверена с помощью уравнения (39), единственного независимого уравнения.

Пусть температура, до которой жидкость в предыдущем примере нагревается в соприкосновении с образовавшимися парами, будет равна 7 (точнее 7,2) °C.

Компонент	Молекулярная доля в исходной жидкости (x)	Упругости пара при 7° (P), мм
Пропан	0,103	4400
Бутан	0,674	1010
Пентан	0,218	250
Всего	1,000	

1-й пробный расчет. Допустим $L = 35$, $V = 65$. Пользуясь уравнениями (40), (41) и (42), получаем:

$$x_3 = \frac{10,8}{35 + (4400/760)(65)} = 0,026$$

$$x_4 = \frac{67,4}{35 + (1010/760)(65)} = 0,555$$

$$x_5 = \frac{21,8}{35 + (250/760)(65)} = 0,387$$

По уравнению (39):

$$x_3 + x_4 + x_5 = 0,026 + 0,555 + 0,387 = 0,968 \neq 1$$

2-й пробный расчет. Допустим $L = 25$, $V = 75$. Пользуясь таким же подсчетом, получаем:

$$x_3 = 0,024$$

$$x_4 = 0,540$$

$$x_5 = 0,439$$

$$x_3 + x_4 + x_5 = 1,003$$

3-й пробный расчет. Допустим $L = 25,8$, $V = 74,2$.

$$x_3 = 0,024$$

$$x_4 = 0,542$$

$$x_5 = 0,434$$

$$x_3 + x_4 + x_5 = 1,000$$

Согласно 3-му расчету при нагревании первоначальной смеси до 7° C испарится 74,2 молекулярных процента этой смеси. Следующее сравнение этих данных с результатами расчетов простой дистилляции, приведенное в табл. 14, иллюстрирует разницу между двумя методами испарения.

Таблица 14

Сравнение простой и непрерывной равновесной дистилляции

Компонент	Молекулярная доля исходной смеси	Моли в исходной смеси	Моли оставшейся жидкости при простой дистилляции до конеч. темп. в 7° C	Молекулярная доля в оставшейся жидкости при простой дистилляции	Моли в оставшейся жидкости при непрерывной равновесной дистилляции при 7° C	Молекулярная доля в оставшейся жидкости при непрерывной равновесной дистилляции
Пропан	0,103	10,8	0,4	0,008	0,6	0,025
Бутан	0,674	67,4	32,4	0,632	14,5	0,542
Пентан	0,218	21,8	18,5	0,360	11,2	0,434
Всего	1,000	100,0	51,3	1,000	25,8	1,000

Из рассмотрения табл. 14 видно, что при простой дистилляции остается неиспарившимся 51,3 молекулярных процента, если дистилляция проводится до конечной температуры в 7° C, тогда как при непрерывном равновесном испарении, проводимом при 7° C, остается неиспарившимся 25,8 молекулярных процента жидкости. Это служит убедительным примером для утверждения, что больший процент жидкой смеси можно испарить при данной температуре путем непрерывного равновесного испарения, чем при простой дистилляции, проводимой до той же конечной температуры.

3. Расчет точки росы сложной парообразной смеси. Допустим, что смесь углеводородов того же состава, что и в предыдущем примере, а именно пропана 0,103, бутана 0,674 и пентана 0,218, все выраженные в молекулярных долях, полностью испарилась. Желательно рассчитать температуру, при которой имеет место начальная конденсация жидкости, а также состав первой образовавшейся капли.

Если в уравнениях (40), (41) и (42), соответственно, $L = 0$, т. е. все 100% вещества испарились, то получаем следующие результаты

$$x_3 = \frac{\pi x_3^*}{P_3} \quad (43)$$

$$x_4 = \frac{\pi x_4^*}{P_4} \quad (44)$$

$$x_5 = \frac{\pi x_5^*}{P_5} \quad (45)$$

Уравнения (43), (44) и (45) вместе с уравнением (39) делают возможным прямое решение задачи.

Расчеты, которые удобнее всего производить путем постепенного подбора температур, до тех пор, пока не будет достигнуто окончательное решение, приводятся в табл. 15, где, точка росы, принята приблизительно в 10,8° C.

Таблица 15

Расчет точки росы парообразной смеси углеводородов

Компонент	x_f	π	πx_f	P при 10,8° С, мм	$x = \frac{\pi x_f}{P}$
C_3H_8	0,108	760	82,1	4950	0,016
C_4H_{10}	0,674	512,3	1170	0,438
C_5H_{12}	0,218	165,6	300	0,552
Всего	1,000	760,0	1,000

Непрерывная ректификация

При ректификации (определение, см. стр. 623) часть сконденсировавшегося дистиллата возвращается в колонну в виде флегмы для взаимодействия с поднимающимся вверх паром. Во флегму переходят из пара высококипящие составные части и в то же время она отдает часть входящего в ее состав низкокипящего вещества.

Полнота разделения низко- и высококипящих компонентов смеси при процессе ректификации зависит от:

- 1) летучести соответствующих компонентов;
- 2) отношения количества стекающей вниз флегмы к количеству поднимающегося пара;
- 3) длины пути, проходимого в противотоке флегмой и паром, т. е. высоты колонны (или числа тарелок);
- 4) эффективности соприкосновения между жидкостью и паром.

Пункт 1 — определяется природой компонентов. Пункт 2 — должен быть хорошо учтен с точки зрения стоимости ректификации и стоимости оборудования, т. е. если флегмовое число увеличивается, то необходимая высота колонны понижается, но как расход тепла, так и площадь поперечного сечения колонны при этом повышаются. Пункты 3 и 4 определяются при данном флегмовом числе типом и конструкцией колонны.

С точки зрения внутреннего устройства ректификационные колонны могут быть классифицированы так:

- А — колонны с колпачковыми тарелками,
- В — колонны с ситчатыми тарелками,
- С — колонны с насадкой.

В промышленности по большей части преобладают колонны типов А и В; тип С меньше распространен в промышленности и чаще применяется в качестве лабораторных приборов. Все три типа будут рассмотрены и сравнены между собой ниже.

Колонны типа А снабжены рядом тарелок, которые обычно расположены в колонне на одинаковом расстоянии друг от друга. Флегма стекает книзу колонны с тарелки на тарелку через соответствующие переточные трубки. На каждой тарелке поддерживается определенной глубины слой жидкости, через которую барботируют поднимающиеся вверх пары. С точки зрения ректификации можно считать,

что в колоннах с колпачковыми тарелками желательное разделение смеси достигается в несколько стадий. Пары при прохождении их через каждую тарелку претерпевают изменение в своем составе, определяемое условиями ведения процесса и природой компонентов. Высота колонны определяется необходимым числом этих ступенчатых фракционирований и расстоянием между тарелками.

В настоящее время имеется целый ряд методов, весьма удобный для расчета числа тарелок, необходимого для достижения заданной степени разделения на колоннах с колпачковыми тарелками. Сведения относительно высоты колонны с насадкой, эквивалентной колонне с колпачковыми тарелками, приводятся ниже.

Ректификационные колонны могут работать непрерывно или периодически. Так как в непрерывном процессе скорости и составы потоков жидкости и пара в любой данной точке аппарата остаются постоянными, то математическая обработка в этом случае является более простой.

Принципы непрерывной ректификации на колонне с колпачковыми тарелками. На рис. 20 представлена схема ректификационной колонны. Как видно из рисунка питающая жидкость F , представляющая собой бинарную смесь, вводится при ее температуре кипения на одну из тарелок, находящуюся в средней части колонны. Вместе с флегмой из верхней части колонны питающая жидкость стекает вниз по тарелкам, находящимся ниже питающей тарелки. В этом случае тепло, необходимое для испарения части питающей жидкости и флегмы, подается посредством водяного пара, конденсирующегося в замкнутом змеевике, находящемся в основании колонны. Остаток W из нижней части колонны удаляется. Образовавшиеся внизу колонны пары проходят вверх по колонне через тарелки, подвергаясь при этом ректификации на каждой из них, и, наконец, достигают общего конденсатора, где конденсируются; часть конденсата возвращается в колонну в виде флегмы R , тогда как другая часть удаляется в виде продукта или дистиллата P .

Изменения в составе как жидкости, так и пара, происходящие в колонне с колпачковыми тарелками, можно проследить, пользуясь для этой цели тремя рядами соотношений, применяемых к каждой тарелке колонны в рабочем состоянии:

- 1) материальные балансы,
- 2) тепловые балансы,

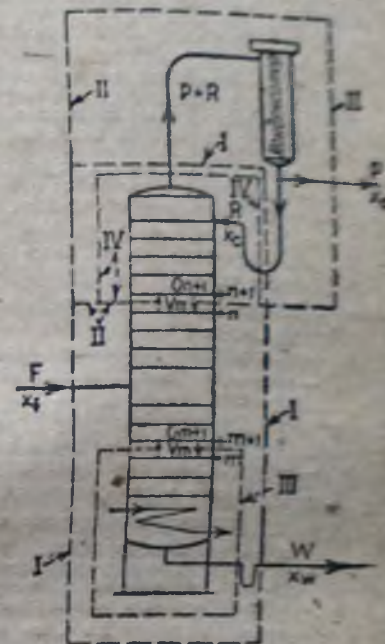


Рис. 20. Схема ректификационной колонны.

2) зависимость между составами жидкости и пара при равновесии.

В некоторых условиях (стр. 704) тепловые балансы не являются необходимыми, по крайней мере для предварительных расчетов, которые приводят к значительному упрощению дальнейших расчетов. В следующих разделах описываются в общих чертах материальные балансы и тепловые балансы, после чего даются способы их применения к реальным случаям в сочетании с применением данных для равновесия между жидкостью и паром.

Обозначения

- x — молекулярная доля более летучего компонента в жидкости.
- y — молекулярная доля более летучего компонента в парах.
- P — количество молей дистиллата, удаляемого в единицу времени.
- x_c — молекулярная доля более летучего компонента в дистиллате.
- n — число тарелок, считая от питающей тарелки вверх.
- m — число тарелок, считая от основания колонны вверх (до питающей тарелки).
- O_{n+1} — количество молей жидкости, перетекающей в единицу времени с тарелки $n+1$ на тарелку n .
- x_{n+1} — молекулярная доля более летучего компонента в перетекающей жидкости O_{n+1} .
- V_n — количество молей пара, проходящего в единицу времени с тарелки n на тарелку $n+1$.
- y_n — молекулярная доля более летучего компонента в парах V_n .
- F — количество молей питающей смеси, протекающей в колонну в единицу времени.
- x_f — молекулярная доля более летучего компонента в питающей жидкости F .
- W — количество молей жидкости в остатке, в единицу времени.
- x_c — молекулярная доля более летучего компонента в остатке.
- G — количество молей флегмы в единицу времени.
- O_{n+1} — теоретически минимальное количество жидкости, перетекающей с тарелки $n+1$ в единицу времени.
- E — коэффициент полезного действия тарелки, определяемый как число идеальных тарелок, деленное на действительно требующееся число тарелок.
- h_c — теплосодержание на моль питающей жидкости.
- h_r — теплосодержание на моль жидкой флегмы в момент ее возвращения на первую тарелку в вершине колонны.
- H_c — общее теплосодержание (теплота жидкости плюс скрытая теплота испарения) на моль испарившейся флегмы или дистиллата, выходящего из вершины колонны.
- h_c — теплосодержание жидкого остатка в кал/моль.
- Q_c — количество тепла, подводимого извне и требующегося для нагревания жидкостей и образования пара.

Полный тепловой баланс. Полный тепловой баланс для колонны, изображенной на рис. 20, получим, приравняв общее количество тепла, сообщенное колонне, к общему количеству тепла, израсходованного колонной, пренебрегая происходящими при этом потерями тепла¹:

$$F \cdot h_f + Q_c + R \cdot h_r = R \cdot H_c + P \cdot H_c + W \cdot h_c \quad (46)$$

Какую-нибудь подходящую температуру можно принять за исходную, выше которой производятся подсчеты теплосодержаний.

¹ В уравнении теплового баланса (ур-ние 46) принято условие, что тепловой эффект смешения жидких компонентов равен нулю. Прим. ред.

Величина $(H_c - h_c)R$ представляет количество тепла, которое должно быть отнято конденсатором для образования флегмы.

Если скорость питающей жидкости F и ее температура, а также скорость отбора верхнего дистиллата P и остатка W фиксированы, то количество флегмы и количество подведенного к основанию колонны тепла Q_c зависят друг от друга, т. е. количество флегмы может быть увеличено без соответствующего увеличения расхода тепла.

Основные уравнения материального баланса. Представим себе секцию аппарата, изображенного на рис. 20, ограниченную пунктирной линией II, которая включает в себя часть колонны над n -й тарелкой. Материальный баланс этой секции выражается следующим уравнением

$$V_n = O_{n+1} + P \quad (47)$$

В отношении более летучего компонента материальный баланс принимает вид

$$V_n y_n = O_{n+1} x_{n+1} + P x_c \quad (48)$$

или

$$y_n = \left(\frac{O_{n+1}}{O_{n+1} + P} \right) x_{n+1} + \left(\frac{P}{O_{n+1} + P} \right) x_c \quad (49)$$

Подобным же образом для секции, ограниченной пунктирной линией III, имеем

$$V_m + W = O_{m+1} \quad (50)$$

$$O_{m+1} x_{m+1} = V_m y_m + W x_w \quad (51)$$

или

$$y_m = \left(\frac{O_{m+1}}{O_{m+1} - W} \right) x_{m+1} - \left(\frac{W}{O_{m+1} - W} \right) x_w \quad (52)$$

Уравнения (47) до (52) включительно основаны только на материальных балансах, следовательно они действительны при всех условиях.

Тепловой баланс, должным образом составленный, дополняет эти важные уравнения. Так, уравнения (49)–(52) в соединении с тепловым балансом дают возможность рассчитать y_m и O_{m+1} , если известно значение x_{m+1} для некоторой точки в секции колонны. Принципиально эти секционные тепловые балансы являются несложными, однако в практическом применении они могут оказаться запутанными в деталях, или в некоторых случаях могут оказаться непригодными необходимые данные по удельной и скрытой теплотам.

Секционные тепловые балансы. Для секции IV, рис. 20, считая, что потери тепла незначительны, имеем

$$V_n H_n + R h_r = (O_{n+1}) (h_{n+1}) + (P + R) H_c \quad (53)$$

где H_n — общее теплосодержание на моль пара у n -й тарелки.

h_r — теплосодержание на моль возвращающейся жидкой флегмы.

h_{n+1} — теплосодержание на моль жидкости, стекающей с тарелки $n+1$.

H_c — общее теплосодержание на моль испарившейся флегмы и конденсата, находящегося сверху колонны.

Точно так же для секции III, рис. 20, находящейся ниже ввода питающей жидкости имеем

$$V_m H_m + W h_w = (O_{m+1}) (h_{m+1}) + Q_b, \quad (54)$$

где H_m — общее теплосодержание на моль пара у m -ной тарелки.

h_w — теплосодержание на моль жидкого остатка.

h_{m+1} — теплосодержание на моль жидкости, переливающейся с тарелки $m+1$.

Q_b — количество подведенного тепла у основания колонны.

При установившихся условиях работы уравнение (53) дает возможность установить зависимость между V_n и O_{n+1} , а в сочетании с уравнением (47) также и отношение O_{n+1}/V_n для любой точки выше тарелки, на которую подается питающая жидкость. Точно так же уравнение (54) в сочетании с уравнением (50) дает O_{m+1}/V_m для любой точки, лежащей ниже этой тарелки. Вместе с установленными таким образом величинами O_{n+1}/V_n и O_{m+1}/V_m уравнения (49) и (52), соответственно, представляют соотношения, с помощью которых состав пара любой тарелки может быть рассчитан по составу жидкости на верхней тарелке и константам, определенным в условиях работы колонны.

В применявшихся уравнениях (53) и (54) теплосодержания различных потоков зависят от состава этих потоков, если молекулярные скрытые теплоты испарения компонентов не равны их удельным теплотам. Тем не менее состав жидкости на тарелке всегда является отправной точкой для проведения расчетов числа тарелок. Предполагая, что состав жидкости на $(n+1)$ -ной тарелке известен. Знание приблизительного состава входящего на тарелку пара дает возможность предварительного расчета O_{n+1} и V_n с помощью уравнений (47) и (53). Уравнение (49) дает теперь возможность рассчитать состав пара y_n . Если последний настолько существенно отличается от принятого значения, что серьезно влияет на величину теплосодержания пара, то для определения его достаточно одного повторения расчета, пользуясь при этом предварительно принятым значением для y_n .

Упрощающие допущения. Если некоторые допущения могут быть сделаны без внесения этим заметных ошибок в расчеты, то применение секционных тепловых балансов [уравнения (53) и (54)] в сочетании с материальными балансами [уравнения (49) и (52)] не является необходимым. Многие обычные ректификационные процессы допускают такие упрощения.

1. Изменения теплосодержания жидкости вдоль колонны незначительны по сравнению со скрытой теплотой испарения. Это положение будет тем более точным, чем меньше разность температур между верхом и низом колонны.

2. Молекулярные скрытые теплоты испарения всех компонентов равны между собой¹.

¹ Если для каких-нибудь двух веществ, образующих систему, молекулярные скрытые теплоты испарения окажутся неравными, то и тогда указанное допущение можно сделать с достаточной точностью, но при этом все концентрации и количества нужно выражать не в молекулярных долях, а в иных единицах, выбор которых зависит

3. Теплота смешения компонентов незначительна.

4. Тепловые потери колонны незначительны.

Из применения допущений 1, 2, 3 и 4 к уравнению (53) становится ясно, что при этих условиях теплоемкость пара, проходящего любую секцию над питающим вводом, остается постоянной, поэтому

$$V_n H_n = (P + R) H_a$$

а также

$$H_n = H_a$$

откуда

$$V_n = P + R, \quad (55)$$

или при указанных условиях поток пара, выраженный в молях, остается постоянным вдоль этой секции колонны и равен сумме дистиллата и флегмы. Теплоемкость стекающей жидкости, проходящей любую секцию в этой части колонны, также должна быть постоянной; следовательно

$$R h_r = O_{n+1} h_{n+1}$$

и

$$h_r = h_{n+1},$$

откуда

$$R = O_{n+1}. \quad (56)$$

Уравнение (56) устанавливает, что выраженный в молях перелив, происходящий над питающей тарелкой, остается постоянным и равен количеству флегмы.

от скрытых теплот. Например, рассмотрим систему этиловый спирт и ацетальдегид. Скрытые теплоты этих веществ приведены в следующей таблице.

Наименование	Скрытая теплота испарения	
	Кал/кг	Кал/моль
Этиловый спирт	205	9890
Ацетальдегид	136	5984

В этом случае мы имеем чрезвычайно большое расхождение в скрытых теплотах. Однако, если мы за единицу измерения примем не кг и не моль (т. е. 46 кг спирта и 44 кг альдегида), а следующие величины:

$$1 \text{ кг спирта и } \frac{205}{136} = 1,5 \text{ кг альдегида,}$$

то скрытые теплоты таких фиктивных молей будут равны. И все дальнейшие рассуждения будут справедливы также и для этой системы при выбранных молях единиц измерения. *Прим. ред.*

Зак. 930. Справочник инженера-химика, т. I.

Для части колонны ниже питающей тарелки уравнение (54) может быть решено для Q_b

$$Q_b = V_m H_m + W h_w - O_{m+1} h_{m+1}$$

Решая уравнение (46) для Q_b , имеем

$$Q_b = R H_c + P H_c + W h_w - F h_f - R h_r;$$

связывая оба уравнения, получаем:

$$V_m H_m - O_{m+1} h_{m+1} = R H_c + P H_c - F h_f - R h_r$$

По условиям 1, 2 и 3 общая теплота пара должна быть постоянна во всех точках колонны; следовательно

$$V_m H_m = R H_c + P H_c$$

и

$$H_m = H_c;$$

поэтому

$$V_m = P + R = V_n \quad (57)$$

или при сделанном допущении молярный поток пара вдоль колонны является постоянным и равным сумме количеств дистиллата и флегмы.

Точно так же в этой секции теплота стекающей жидкости должна быть постоянной, т. е.,

$$O_{m+1} h_{m+1} = F h_f + R h_r$$

и

$$h_{m+1} = h_f = h_r,$$

откуда

$$O_{m+1} = F + R \quad (58)$$

Так как было допущено, что питание колонны будет производиться жидкостью, поэтому для тарелок, лежащих ниже ввода свежей жидкости, перелив равен сумме количеств дистиллата и флегмы.

Уравнения (55), (56), (57) и (58) вместе с уравнениями (49) и (52) образуют основу упрощенных методов для расчета числа тарелок, требующихся в колонне.

Применение равновесных соотношений между жидкостью и паром. Применение материального и теплового балансов, рассмотренных в предыдущих разделах, дает возможность рассчитать состав проходящего на тарелку пара по составу жидкости на этой тарелке при установленных условиях работы колонны. Так как состав жидкости на нижней тарелке может быть рассчитан по составу пара, то могут быть рассчитаны также и изменения в концентрации, происходящие от одной тарелки до другой. Соотношения между концентрациями любого компонента в жидкости и паре, имеющие место при равновесии, дают возможность решить этот важный вопрос. В реальной колонне ни на одной из тарелок не достигается полного равновесия. В одном из описываемых ниже методов расчета количества необходимых в колонне тарелок допускается существование полного равновесия на каждой тарелке. Рассчитанные таким образом тарелки носят название теоретических тарелок. На недостижение системой равновесия вносится затем поправка, получаемая путем деления числа теоретических — идеальных тарелок на коэффициент полезного дей-

ствия тарелки. Во втором методе, описываемом в общих чертах поправка на отклонение системы от состояния равновесия делается в каждой части расчета. Как в первом, так и во втором методе, пользуются равновесным соотношением между жидкостью и паром. Для бинарных смесей эта зависимость может быть удобно представлена в виде графика y по x (см. ниже). В случае же тройных или более сложных смесей для определения этой зависимости приходится прибегать к помощи закона Рауля или Генри.

Графический расчет количества тарелок по методу Мак-Кэба и Тиле [McCabe and Thiele, Ind. Eng. Chem., 17, 605 (1925)]. Рассмотрим колонну, изображенную на рис. 20, и допустим, что питающей жидкостью является бинарная смесь. Для тех случаев, когда могут быть сделаны указания на стр. 704 четыре допущения, зависимость между составом пара, поступающего на какую-нибудь тарелку, и составом жидкости, находящейся на этой же тарелке, дается в линейной форме уравнениями (49) и (52), соответственно, для тарелок, лежащих выше и ниже питающей тарелки. Составы питающей жидкости x_f , дистиллата вверху колонны x_c и остатка x_r определяются требованиями, предъявляемыми к колонне в каждом отдельном случае. Если затем флегма фиксирована, то могут быть рассчитаны наклоны этих линий, и найденным по одной точке на каждой линии определяется вся линия.

Уравнения (49) и (52) можно представить в виде графика, пользуясь значениями для y в качестве ординат, а значениями для x в качестве абсцисс. На той же диаграмме построена кривая равновесия, выражающая зависимость y — x для данной бинарной смеси.

Подобная диаграмма представлена на рис. 21; прямая линия, проходящая через начало координат под углом в 45° , нанесена на диаграмму для сравнения. Уравнения (49) и (52) представлены на диаграмме соответственно линиями AC и CD , в то время как кривая равновесия изображается кривой $OEFG$. Можно кратко изложить способ пользования этой диаграммой, рассматривая тарелку, на которой находится жидкость состава x_4 . Состав пара, поднимающегося с этой тарелки, y_4 , при допущении, что система находится в идеальном равновесии, дается точкой L на кривой равновесия. Состав жидкости на верхней тарелке x_4 изображается точкой R на линии AC , которая является графическим изображением уравнения (49). Состав пара, вступающего на 4 тарелку, y_3 , дается точкой S . Изменения в концентрации, происходящие вдоль колонны, начиная от состава дистиллата вверху колонны x_c , можно проследить, идя ступенчатно от линии AC по горизонтали до кривой равновесия, и затем вниз по вертикали до линии AC , как показано ступенчатой линией на рис. 21. Если жид-

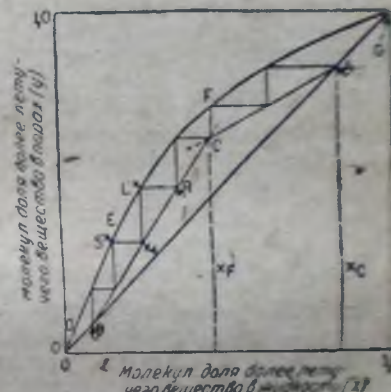


Рис. 21.

Диаграмма Мак-Кэба и Тиле.

тельно, вычисления могут также выполняться по направлению снизу вверх.

Можно показать, что точка C , лежащая при пересечении линий AC и CD , соответствует составу на теоретической питающей тарелке. При вычерчивании составов от тарелки к тарелке, точка C только случайно будет точно соответствовать вертикальной ступени. На практике поэтому в качестве питающей тарелки следует брать такую тарелку, которая соответствует первой вертикальной ступени слева от точки C .

Полное количество флегмы. Обращаясь к рис. 21, напомним, что вид линии AC выражается уравнением (49):

$$y = \frac{O}{O+P} (x) + \frac{P}{O+P} x_c. \quad (49)$$

Из рассмотрения рис. 21 видно, что величина наклона линии AC в том ее виде, как она нанесена на рисунке, меньше единицы. Это подтверждается уравнением (49), в котором наклон линии AC определяется членом $\frac{O}{O+P}$. Если P имеет конечное значение, то $\frac{O}{O+P}$ должно быть меньше единицы.

Рассмотрение линии CD , которая определяется уравнением (52)

$$y = \frac{O}{O-W} x - \frac{W}{O-W} x,$$

показывает, что для конечного значения W , отношение $\frac{O}{O-W}$, представляющее наклон линии CD , должно быть больше единицы. Если линии AC и CD приближаются к диагонали OG , то величина наклона линии AC увеличивается, приближаясь к единице; при этом наклон линии CD уменьшается, приближаясь к единице. Для того, чтобы наклоны линий AC и CD равнялись единице, P должно равняться нулю и W должно также равняться нулю, следовательно F равно нулю. Эти условия характеризуют колонну, в которую никакая питающая жидкость не вводится и из которой не выпускается никакого продукта. При этих условиях требуется минимальное количество тарелок для получения данных концентраций в вершине и в основании колонны. Выводом из вышеуказанных условий является то, что колонна, работающая с отношением $\frac{O}{V}$, равным единице (или

флегмовым числом $\frac{R}{P}$, равным бесконечности), потребляет бесконечное количество тепла на единицу продукта. Очевидно, что значения $\frac{O}{V}$, приближающиеся к единице, являются невыгодными для промышленных колонн. Иногда применяют колонны с очень высокими флегмовыми числами с целью выполнения разделения смесей, которые плохо поддаются разделению.

Теоретически минимальное флегмовое число. Если точка C , рис. 21, являющаяся точкой пересечения линий CD и AC , будет подниматься до тех пор, пока не достигнет кривой

равновесия, то при проведении ступенчатого расчета потребуется бесконечное количество ступеней по обе стороны от точки C . В подобного рода колонне потребуется бесконечное количество тарелок, следовательно это условие представляет то теоретически минимальное флегмовое число, при котором может быть достигнуто желательное разделение. Для жидкостей, обладающих нормальными летучестями, кривая равновесия будет вогнута вниз у всех точек, как показано на рис. 21. В этом случае минимальное отношение количества стекающей вниз жидкости к количеству поднимающегося вверх пара выражается в виде уравнения:

$$\frac{O'_{n+1}}{V_n} = \frac{x_c - y_f}{x_c - x_f}. \quad (59)$$

Если кривая равновесия вогнута кверху в области, лежащей вправо от точки C , то при поднятой точке C , линия AC будет касаться кривой равновесия справа от точки C .

В этом случае минимальное флегмовое число должно быть рассчитано по уравнению

$$\frac{O'_{n+1}}{V_n} = \frac{x_c - y}{x_c - x}. \quad (60)$$

путем отсчета нескольких значений для x и y по кривой равновесия и подстановкой их в уравнение (60). Минимальное значение для

отношения $\frac{O'_{n+1}}{V_n}$ может быть определено путем графического

построения зависимости $\frac{O'_{n+1}}{V_n}$ от x .

Флегмовые числа, применяемые в практике. Теоретически могут применяться любые значения для $\frac{O'_{n+1}}{V_n}$ от минималь-

ной величины, рассчитанной по уравнениям (59) или (60), и до максимальной, равной единице. Как раньше было указано, в связи с уравнением (46) с увеличением количества флегмы должно быть также увеличено количество подаваемого в основание колонны тепла для испарения этой дополнительной флегмы. Поток пара сквозь колонну также увеличивается. Таким образом, несмотря на некоторую экономию в количестве тарелок, которая может быть получена за счет несоразмерно большого количества флегмы, расход тепла и необходимый диаметр колонны вскоре превзойдут эту компенсацию. Несмотря на то, что оптимальное флегмовое число для каждого отдельного случая определяется лучше всего при помощи экономического баланса, грубым приблизительным правилом для установления верхнего предела для количества флегмы является то обстоятельство, что реальное значение для O'_{n+1} ($= R$) обычно невыгодно брать превышающим больше, чем на 50% минимальную величину, рассчитанную по уравнению (59) или (60).

Применение метода Мак-Кэба и Тиле. Предположим, что необходимо подвергнуть непрерывной ректификации смесь, состоящую из

40 молекулярных процентов бензола и 60 молекулярных процентов толуола. Желательно получить дестиллат, содержащий не меньше, чем 99,5 молекулярных процента бензола, и толуол, содержащий не больше чем 1 молекулярный процент бензола. Требуется установить необходимое количество тарелок в колонне, принимая коэффициент полезного действия тарелки равным 60%. Условия и аппарат подобны изображенному на рис. 20.

Решение. Изображенная на рис. 22 кривая зависимости x от y для смесей бензол-толуол построена по данным, приведенным в табл. 8.

Расчет минимального флегмового числа. Кривая $x-y$ для смеси бензол-толуол является нормальной, следовательно минимальное флегмовое число может быть рассчитано по уравнению (59):

$$\frac{O_{n+1}}{V_n} = \frac{x_c - y_{f^*}}{x_c - x_f} = \frac{0,995 - 0,620}{0,995 - 0,400} = 0,630 \text{ моля}$$

перелива на 1 моль пара.

Так как $V_n = R + P$ [уравнение (55)], и $R = O_{n+1}$ [уравнение (56)] в случае если P взято равным единице, то

$$\frac{R'}{P} = 1,70 \text{ моля флегмы на 1 моль дестиллата.}$$

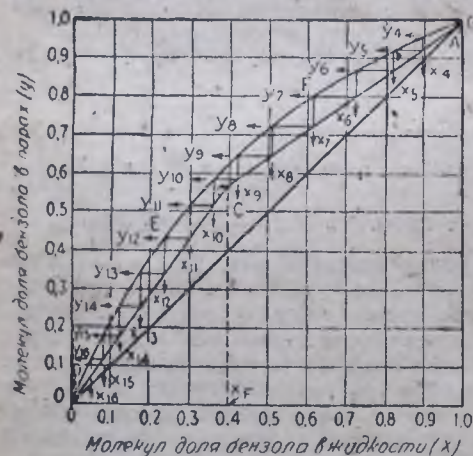


Рис. 22.

Допустим, что получаемое количество флегмы на 50% превышает теоретически минимальное:

$$\frac{R}{P} = 1,70 \cdot 1,5 = 2,55$$

и

$$\frac{O_{n+1}}{V_n} = \frac{2,55}{3,55} = 0,718.$$

При полном материальном балансе

$$F = P + W = 1 + W$$

и согласно балансу бензола

$$0,40 F = 0,995 \cdot 1 + 0,01 \cdot W.$$

Решая это уравнение, получим

$$F = 2,53.$$

Отсюда

$$O_{m+1} = 2,53 + 2,55 = 5,08$$

$$\frac{O_{m+1}}{V_m} = \frac{5,08}{3,55} = 1,43.$$

Линии AC и CD построены на рис. 22 с наклонами, соответственно равными 0,718 и 1,43, причем линия AC пересекает 45°-диагональ при $x_c = 0,995$, а линия CD пересекает диагональ при $x_w = 0,01$.

Из-за малого масштаба рис. 22, правая часть диаграммы показана в увеличенном масштабе на рис. 23. Начиная от $x_c = 0,995$, состав

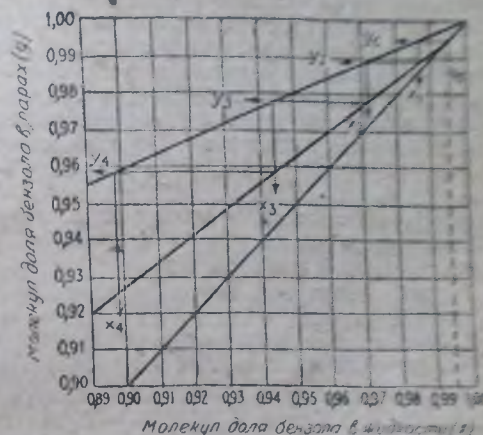


Рис. 23.

жидкости и пара для каждой ступени указаны стрелками, причем каждая ступень представляет идеальную тарелку. От x_4 расчет переносится на рис. 22, на котором и продолжается до x_{16} . Отсюда расчет продолжается для большей точности по рис. 24, на котором левая часть диаграммы дана в увеличенном масштабе.

Аппарат, изображенный на рис. 20, снабжен кубом или кипятыльником (reboiler) у основания колонны. Так как выделяющиеся из кипятыльника пары в реальных условиях работы будут находиться в равновесии с жидкостью в кипятыльнике, то последний всегда принимается за тарелку со 100%-ным коэффициентом полезного действия. Количество идеальных тарелок в колонне согласно расчету, равно 18 плюс кипятыльник.

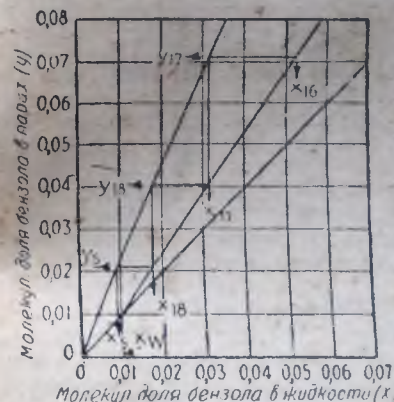


Рис. 24.

Из рассмотрения рис. 22 видно, что питающая жидкость должна вводиться в колонну на 10-ую тарелку, при этом вверх от нее будет находиться девять идеальных тарелок, а вниз — девять идеальных тарелок плюс кипятыльник. Если принять коэффициент полезного действия тарелки равным 60%, то количество действительных, реальных, тарелок будет равно 15 над вводом питающей жидкости и 15 под ним, или всего 30 тарелок плюс кипятыльник.

Одно из основных допущений, сделанных в методе Мак-Кэба и Тиле, заключается в том, что пары, поднимающиеся с любой тарелки, находятся в полном равновесии с жидкостью на этой тарелке. В реальной же колонне равновесие обычно не достигается и поэтому для получения количества реальных тарелок в число, полученное для теоретически идеальных тарелок, вносится поправка путем деления этого числа на коэффициент полезного действия тарелки.

Расчет количества тарелок по методу Мэрффи. Мэрффи [Murphree, Ind. Eng. Chem., 17, 747 (1925), 17, 960 (1925)] вывел уравнения, основанные на механизме диффузии, подобные тем, которыми пользовался Уайтман [Whitman, Chem. Met. Eng., 29, 147 (1923)] в расчетах по абсорбции. Уравнением Мэрффи учитывается отклонение от равновесия на каждой тарелке, и если величина коэффициента полезного действия определена правильно, то с помощью этого уравнения можно проследить действительные составы смеси от тарелки к тарелке по всей колонне. Уравнение Мэрффи имеет следующий вид

$$y_n = E_m y_n^* + (1 - E_m) y_{n-1} \quad (61)$$

где y_n^* означает концентрацию пара, находящегося в равновесии с жидкостью на тарелке n , а E_m представляет собой коэффициент полезного действия по Мэрффи.

Для установления соотношений между составом пара, поднимающегося с тарелки, и составом жидкости на этой тарелке, уравнение (61) можно связать с уравнениями (49) и (52), представляющими секционные материальные балансы. При этом получаем:

$$y_n = E_m y_n^* + (1 - E_m) \left(\frac{O_n x_n}{V_{n-1}} + \frac{P x_c}{V_{n-1}} \right) \quad (62)$$

для тарелок, лежащих над вводом питающей жидкости, и

$$y_m = E_m y_m^* + (1 - E_m) \left(\frac{O_{m+1} x_{m+1}}{V_m} - \frac{W x_m}{V_m} \right) \quad (63)$$

для тарелок, находящихся под этим вводом.

Уравнения (62) и (63) дают возможность рассчитать действительные составы пара, которые корректированы на недостижение паром равновесия с жидкостью на тарелках. При проведении графических вычислений эти уравнения могут быть построены на диаграмме x - y вместе с кривой равновесия. По этой диаграмме можно затем провести графическое ступенеобразное вычисление между рабочими линиями Мак-Кэба и Тиле и кривыми, построенными по уравнениям (62) и (63). В этом заключается оригинальный графический метод, предложенный Мэрффи. Следует, однако, заметить, что графический расчет может быть выполнен и без построения уравнений (62) и (63) на диаграмме.¹

Оригинальный графический метод с достаточной полнотой иллюстрируется в следующем примере, после чего в общих чертах будет дано его описание.

Графическое применение метода Мэрффи. Для сравнения возьмем ту же задачу, которая применялась для иллюстрации пользования методом Мак-Кэба и Тиле, считая, что коэффициент полезного действия тарелки равен 0,60. Согласно условиям, принятым для иллюстрации метода Мак-Кэба и Тиле:

$$\frac{O_n}{V_{n-1}} = 0,718; \quad \frac{P}{V_{n-1}} = \frac{1}{3,55} = 0,282;$$

$$\frac{O_m}{V_{m-1}} = 1,43; \quad \frac{W}{V_m} = \frac{1,53}{3,55} = 0,431.$$

В табл. 16 приводятся значения для y_n при разных заданных значениях для x_n , рассчитанные по уравнению (62), для тарелок, лежащих над вводом питающей жидкости. В табл. 17 даны подобные же значения, рассчитанные по уравнению (63) для тарелок, лежащих ниже ввода питающей жидкости.

Таблица 16

Расчет требуемого количества тарелок по методу Мэрффи. Тарелки расположены над вводом питающей жидкости.

x_n	y_n^*	$0,6y_n^*$	$\frac{O_n}{V_{n-1}}$	$\frac{P}{V_{n-1}} x_c$	$0,4 \left[\frac{O_n}{V_{n-1}} x_n + \frac{P}{V_{n-1}} x_c \right]$	y_n
0,3	0,5075	0,3045	0,2155	0,2805	0,1980	0,5025
0,4	0,6205	0,3725	0,2875	—	0,2275	0,5975
0,5	0,7140	0,4280	0,3585	—	0,2560	0,6840
0,6	0,7905	0,4750	0,4310	—	0,2845	0,7555
0,7	0,8545	0,5120	0,5030	—	0,3135	0,8255
0,8	0,9115	0,5460	0,5750	—	0,3425	0,8885
0,9	0,9590	0,5750	0,6460	—	0,3705	0,9455
0,92	0,9680	0,5810	0,6610	—	0,3765	0,9575
0,94	0,9765	0,5860	0,6750	—	0,3875	0,9685
0,96	0,9845	0,5890	0,6900	—	0,3885	0,9775
0,98	0,9925	0,5950	0,7040	—	0,3935	0,9855

Таблица 17

Расчет требуемого количества тарелок по методу Мэрффи. Тарелки расположены ниже ввода питающей жидкости.

x_m	y_m^*	$0,6y_m^*$	$\frac{O_m}{V_{m-1}} x_m$	$\frac{W}{V_{m-1}} x_c$	$0,4 \left[\frac{O_m}{V_{m-1}} x_m - \frac{W}{V_{m-1}} x_c \right]$	y_m
0,5	0,7140	0,4280	0,7150	0,0043	0,5840	0,7120
0,4	0,6205	0,3725	0,5720	—	0,2365	0,5980
0,3	0,5075	0,3045	0,4290	—	0,1697	0,4742
0,2	0,3745	0,2245	0,2860	—	0,1125	0,3570
0,1	0,2090	0,1255	0,1430	—	0,0555	0,1820
0,06	0,1320	0,0793	0,0858	—	0,0326	0,1119
0,01	0,0895	0,0538	0,0572	—	0,0212	0,0780
0,02	0,0455	0,0271	0,0286	—	0,0097	0,0371

Значения для x и y из табл. 16 и 17, начисленные на рис. 25, образуют кривые MA и MD . Кривая равновесия для смеси бензола-толуола показана для сравнения. Данный расчет сделан с помощью рабочих линий AC и CD , применявшихся в методе Мак-Кэба и Тиле. На рис. 26 показан в увеличенном масштабе правый конец рис. 25, а на рис. 27 приводится построенная в увеличенном масштабе левая часть рис. 25. Начатый на рис. 26 с x_c ступенеобразный расчет может проводиться по этому рис. до x_7 . Затем расчет переносится и продолжается таким же образом по рис. 25. Конечные ступени приводятся на рис. 27. Согласно

¹ См. С. Л. Б. и С. О. Жури. Хим. Пром. (1931) и Chem. App. (1931). Прим. ред.

этому расчету для колонны требуется 31 действительная тарелка плюс куб или кипятыльник.

В связи с методом Мэрффи следует отметить, что расчет теоретически минимального флегмового числа идентичен с расчетом, применявшимся в методе Мак-Кэба и Тиле, например с помощью уравнений (59) или (60). Это является следствием того, что при повышении точки C на рис. 25, она будет совпадать с точкой M , когда достигнет кривой равновесия.

Упрощенный метод для графического применения метода Мэрффи. В предыдущем примере с целью иллюстрировать метод расчета кривые составов пара и жидкости были действительно рассчитаны по уравнениям (62) и (63). Хотя с помощью этого метода можно легко получить отчетливое представление о процессе, однако применение его не является необходимым при решении подобного рода вопросов. Уравнение (61) можно представить в виде:

$$y_n = E(y_n^* - y_{n-1}) + y_{n-1} \quad (64)$$

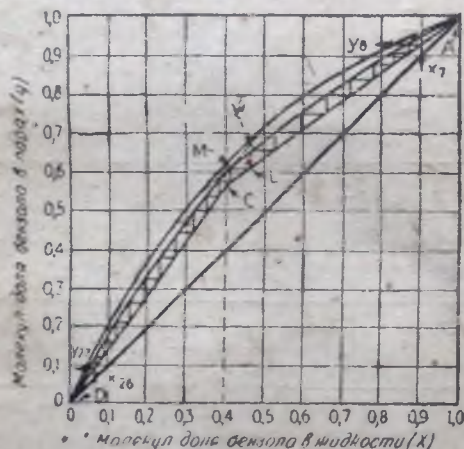


Рис. 25.

что расстояние по вертикали, взятое из любой ступени расчета, просто равно E -кратному вертикальному расстоянию от точки на линии AC (или CD) до кривой равновесия. Так, например по рис. 25, точка на линии AC , соответствующая составу жидкости на тарелке, взята при $x_n = 0,465$ и отмечена точкой L . Пар вступающий на эту тарелку, имеет состав $y_{n-1} = 0,610$. Пар, находящийся в равновесии с жидкостью при $x_n = 0,465$, имеет состав $y_n^* = 0,682$. Вертикальное расстояние от точки L до кривой равновесия составляет $0,682 - 0,610$, или $0,072$, а длина вертикальной ступени равна $0,6 (= E)$, помноженному на $0,072$, или $0,043$. От точки L по вертикали отложена длина, равная $0,043$, дающая точку V при величине y_n равной $0,653$. Затем описанным выше образом определяется горизонтальная ступень и эту

Из рассмотрения уравнения (64) видно, что действительный состав пара, поднимающегося с n -ной тарелки, y_n , равен составу пара, поднимающегося с нижней тарелки y_{n-1} , плюс E раз взятая разность между составом пара, находящегося в равновесии с жидкостью n -ной тарелки, y_n^* , и составом пара, поднимающегося с нижней тарелки y_{n-1} . Это приводит к следующему упрощению в проведении графических вычислений. Обращаясь к рис. 25, мы видим, что на нем построены рабочие линии AC и CD вместе с кривой равновесия, а кривые MA и MD в этот рисунок не включены. Из уравнения (64) видно,

Принципы применения и методы расчета процессов дистилляции 715

операцию повторяют до тех пор, пока не будет достигнут желательный состав для дистиллята [Baker and Stockard, Ind. Eng. Chem., 22, 376 (1930)].

Алгебраическое применение метода Мэрффи. При применении метода Мэрффи в алгебраической форме к расчетам бинарных или многокомпонентных смесей, которые следуют закону Рауля, оказывается более удобным ввести расчеты вверх по колонне.

Если равновесный состав пара рассчитывается по закону Рауля, $y^* = \frac{Px}{\pi}$, то y^* не может быть вычислен, если не известна температура и состав жидкости на тарелке. Состав жидкости на тарелке может быть рассчитан с помощью уравнений (49) или (52) по составу пара, всту-

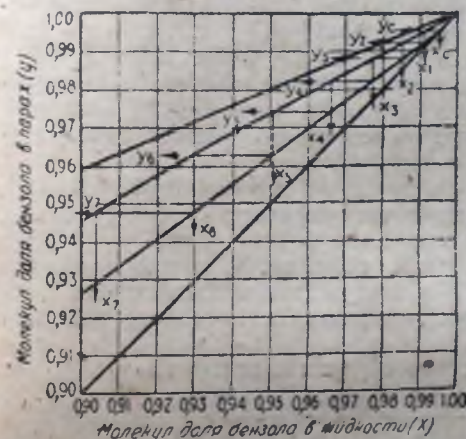


Рис. 26.

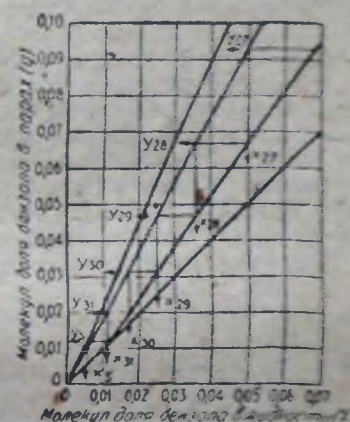


Рис. 27.

пающего на тарелку, и таким образом можно установить температуру кипения. Опыт показал, что расчеты гораздо удобнее выполнять, если они проводятся в направлении кверху от основания колонны.

Расчет числа тарелок, требующихся для разделения многокомпонентных смесей. Предыдущие графические методы расчета количества тарелок, требующихся для разделения бинарных смесей, были приведены в деталях, вследствие того что они дают отчетливое представление о процессе ректификации. Эти же самые методы могут быть применены к бинарным смесям и в алгебраической форме. Для тройных или более сложных смесей алгебраическая форма расчетов являлась до недавнего времени единственным методом, для которого были пригодны опубликованные примеры. Это делает необходимым подыскание для всякой смеси уравнений, выражающих равновесные концентрации отдельных компонентов в парообразной фазе. В случае применения закона Рауля эта зависимость выражается следующим образом:

$$y^* = \frac{Px}{\pi}$$

Суммируя случаи применения алгебраического метода и принимая, что состав жидкости на данной тарелке известен:

- 1). Рассчитайте состав пара покидающего тарелку, пользуясь зависимостью между жидкостью и паром в состоянии равновесия, или с помощью уравнения (64).
- 2). Рассчитайте состав жидкости на верхней тарелке по составу пара, рассчитанному в пункте 1, пользуясь уравнениями (49) или (52).
- 3). Повторите пункты 1 и 2, проводя расчеты составов от тарелки к тарелке.
- 4). Если нельзя сделать допущения, что молекулярные скрытые теплоты испарения равны, что изменения теплоемкостей незначительны, и что теплоты смешения малы, то значения для O и V должны быть определены по тепловым балансам для каждой ступени, пользуясь уравнениями (46), (53) и (54).¹

Льюис и Мэтисон [Lewis and Matheson, Ind. Eng. Chem., 24, 494 (1932)] приводят подробные проведенные по алгебраическому ступенеобразному методу расчеты количества тарелок, требующихся для разделения компонентов смеси низкокипящих углеводородов, присутствующих в природном бензине, на две фракции.

Коп и Льюис [Cope and Lewis, Ind. Eng. Chem., 24, 498 (1932)] приводят графический метод расчетов количества тарелок, применяемый к многокомпонентным смесям. Пользуясь графическим методом, авторы провели подробный расчет того же самого вопроса стабилизации, которым занимались Льюис и Мэтисон.

Браун, Соудерс и Ниланд [Brown, Souders and Nyland, Ind. Eng. Chem., 24, 522 (1932)] также приводят графический метод расчетов, применимый к многокомпонентным смесям.

Коэффициент полезного действия тарелки. В методах расчета количества тарелок, описанных в общих чертах в предыдущих разделах, применялись два различных „коэффициента полезного действия тарелки“.

- 1) Коэф. полезн. действия тарелки в колонне =
$$\frac{\text{количество теоретич. идеальных тарелок}}{\text{требующееся колич. действит. тарелок}}$$

Этим определением коэффициента полезного действия тарелки пользуются в связи с графическим методом Мак-Кэба и Тиле и алгебраическим ступенчатым методом, в которых принимается, что пары, поднимающиеся с любой тарелки, находятся в полном равновесии с жидкостями на соответственных тарелках. Для того чтобы определить требующееся количество действительных тарелок, необходимо число идеальных тарелок, рассчитанное по указанным методам, разделить на коэффициент полезного действия тарелки.

- 2) Коэффициент полезного действия тарелки =

$$E_m = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}} \quad (65)$$

что следует из уравнения (61). Этот коэффициент полезного действия применяется при расчетах по методу Мэрффи. С практической точки зрения оба эти коэффициента эффективности дают почти одинаковые результаты в пределах точности, допускаемой графическим методом, когда оба метода применяются для решения данного вопроса, как показано на числовом примере на стр. 712 и 713.

¹ См. примечание редактора к стр. 712. Прим. ред.

Пользование методом, основанным на уравнении (61), требует только немного большей затраты труда, чем метод идеальных тарелок, но зато он имеет ряд преимуществ; так, например, он дает возможность получить составы жидкости на тарелках, вплотную приближаясь к действительным рабочим условиям и установить градиент температуры от тарелки к тарелке в действительной колонне. Кроме этого, как показал Мэрффи [Ind. Eng. Chem., 17, 747, 963 (1925)] и позднее автор этой главы [Cagey, Sc. D., Диссертация, Технологический институт, Массачусетс 1930], коэффициент полезного действия тарелки в соответствии с определением 2 может быть связан с диффузионными свойствами компонентов и с некоторыми факторами, имеющими значение при проектировании тарелок и колпачков, если соблюдаются определенные условия, а именно:

а) соприкосновение между паром и жидкостью на тарелке осуществляется всецело благодаря действию пузырей пара, проходящего через жидкость;

б) пленка пара на границе пар-жидкость является регулирующим сопротивлением для диффузии.

Относительно условия (а) следует заметить, что в колоннах, работающих при скоростях пара, обычных в практике, весьма вероятно, что соприкосновение между паром и жидкостью, происходящее благодаря действию пузырей, дополняется соприкосновением в пространстве над тарелкой, происходящим вследствие непрерывного разбрызгивания капелек жидкости, поднимающихся с тарелки. Влияние этого фактора трудно учесть количественно. Упрощенная зависимость, полученная при допущении условий (а) и (б), имеет вид:

$$E = 1 - e^{-\frac{KL}{D}} \quad (66)$$

где E — представляет эффективность тарелки, определяемую уравнением (65), e — основание неперовых логарифмов, L — действительную глубину под поверхностью жидкости, с которой поднимаются пузыри пара, D — эффективный диаметр пузыря, и K — фактор, зависящий от особого коэффициента диффузии диффундирующих компонентов. В соответствии с уравнением (66) эффективность тарелки будет повышена, если увеличить глубину погружения колпачков и уменьшить эффективный размер пузырьков пара, пользуясь для этого отверстиями меньших размеров. Глубина погружения, которую можно допустить, определяется в зависимости от гидростатического давления. Колпачки с небольшими отверстиями и благоприятными характеристиками гидростатического давления предпочтительнее делать из прессованной стали, чем из литой.

Обоснованность уравнения (66) была продемонстрирована автором [Cagey, Sc. D., Диссертация, Технологический институт, Массачусетс 1930] на ряде опытов, в которых применялось несколько различных бинарных смесей. Каждая из применявшихся в этих опытах тарелок была снабжена одним колпачком. Влияние изменения ширины отверстия при одинаковых рабочих условиях было определено при помощи целого ряда сменяемых колпачков. При каждой ширине отверстия изменялась также глубина его погружения в жидкость. Скорости пара поддерживались небольшие с той целью, чтобы ограничить механизм взаимодействия преимущественно барботажем пузырьков, а не про-

булькиванием, дополненным разбрызгиванием и образованием пены над тарелкой. В табл. 18 дается неполный ряд результатов, полученных при этих условиях.

Таблица 18

Коэффициенты полезного действия тарелки при ректификации смеси этиловый спирт—вода, при атмосферном давлении.

Высота про- реза, см	Ширина прореза, см	Полная свободная поверх- ность про- реза, см ²	Глубина жидкости на тарелке, см	Глубина погру- жения до верха про- реза см	Поверх- ностная скорость пара ¹ , см в сек.	Коэффициент полезного действия тарелки
1,27	1,27	6,45	1,90	0,64	6,4	0,66
1,27	0,64	6,45	1,90	0,64	6,4	0,70
1,27	0,32	6,45	1,90	0,64	6,4	0,76
1,27	0,16	6,45	1,90	0,64	6,4	0,86
1,27	0,64	6,45	1,90	0,64	6,4	0,70
1,27	0,64	6,45	2,54	1,27	6,4	0,82
1,27	0,64	6,45	3,18	1,90	6,4	0,88
1,27	0,64	6,45	4,44	3,18	6,4	0,96

Результаты приведенные в табл. 18, соответствуют уравнению (66), в чем можно убедиться при помощи полулогарифмического чертежа.

Что касается коэффициентов полезного действия, полученных в одном и том же аппарате для разных бинарных смесей, то в табл. 19 сопоставлены данные, дающие возможность сравнить эти коэффициенты для смесей четыреххлористый углерод — толуол и бензол—толуол, полученные в одном аппарате, и для смесей бензол — толуол и этиловый спирт—вода, полученные в другом аппарате.

Таблица 19

Влияние характера смеси на коэффициент полезного действия тарелки

Аппарат	Смесь	Коэффициент полезного дей- ствия тарелки
1	Бензол и толуол	0,57
1	Четыреххлористый углерод и толуол	0,47
2	Бензол и толуол	0,512
2	Этиловый спирт и вода	0,726

Первый аппарат представлял собой колонну с внутренним диаметром в 20 см с семью тарелками, расположенными на расстоянии 30 см друг от друга, на каждой тарелке имелся один колпачок с диаметром

¹ Поверхностная скорость пара — линейной скорости пара в пространстве над тарелкой = см³ пара в секунду, деленной на внутреннее поперечное сечение свободного пространства колонны, выраженного в см².

в 10 см, скорость пара в колонне была от 21,3 до 36,6 см в сек. Вторым аппаратом была колонна с внутренним диаметром в 15 см с единственной тарелкой, снабженной одним колпачком с диаметром в 6 см. Скорость пара в колонне была от 6,4 до 10 см в сек. За скорость пара в каждом случае принималась скорость пара в свободном пространстве над тарелкой, т. е. объема пара в см³ в секунду, деленная на поперечное сечение колонны, выраженное в см².

В случае тройных или более сложных смесей, коэффициенты полезного действия тарелки могут быть различны для отдельных компонентов в смеси. В настоящее время отсутствуют данные, которые бы достаточно полно характеризовали влияние такого рода изменений.

В проектировании колонн большого диаметра, в которых должны применяться много колпачков, можно увеличить коэффициент полезного действия тарелки путем разумного устройства и расположения колпачков таким образом, чтобы потоки пара с соседних колпачков приходили в соприкосновение друг с другом, благодаря искривлению направления потока пузырьков.

Для достижения достаточно высокого коэффициента полезного действия тарелки необходимо также принять меры к полному распределению стекающей флегмы по всей тарелке, чтобы предупредить скопление жидкости вокруг части колпачков. Наконец, каждый колпачок должен быть тщательно проверен в отношении глубины погружения прорезов с целью предотвратить прохождение пара преимущественно через наименее погруженные колпачки.

Скорости пара, применяемые в колонне, должны быть таковы, чтобы не происходило чрезмерного увлечения жидкости паром. Если значительные количества жидкости механически переносятся вверх по колонне от тарелки к тарелке, то коэффициент полезного действия тарелки понижается. Скорости пара, применяемые в современной практике, рассматриваются на стр. 726.

Выводы относительно коэффициентов полезного действия тарелки могут быть суммированы в следующей форме:

1. Коэффициенты полезного действия тарелки в промышленных колоннах могут варьировать приблизительно от 40 до 90%. При удачной конструкции колонны эти пределы могут быть сужены до 65—90%.

2. При ректификации любых веществ коэффициент полезного действия тарелки может быть повышен принятием следующих мер:

- а) тщательным проектированием и расположением колпачков,
- б) применением наибольшей допустимой глубины погружения колпачков,
- в) достижением хорошего распределения по тарелке стекающей жидкой флегмы, предупреждая скопление жидкости вокруг нескольких колпачков,
- г) избеганием чрезмерного увлечения жидкости паром, ограничивая скорость пара или преграждая ему путь при помощи специальных приспособлений.

3. Высококипящие соединения с большим молекулярным весом довольно часто имеют склонность давать низкие коэффициенты полезного действия тарелки, благодаря их низким скоростям диффузии, поэтому при проектировании ректификационных колонн для подобных веществ необходимо особенно внимательно учесть соображения, высказанные в пунктах 1 и 2.

Коэффициент использования температуры. При исследовании автором [Carey, Sc. D., Диссертация, Технологический институт, Массачусетс 1930] коэффициентов полезного действия тарелки, было обнаружено, что температура пара, покидающего тарелку, была всегда несколько выше, чем температура жидкости на тарелке; кроме того, температура пара в той же степени приближалась к температуре жидкости, в какой коэффициент полезного действия тарелки приближался

к 100%. Зависимость между этой температурой приближения и коэффициентом полезного действия тарелки была высказана автором в следующей форме: на основании интегрирования закона Ньютона для переноса тепла от пара к жидкости при прохождении пара через тарелку было выведено уравнение (67):

$$E_T = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_L} = 1 - e^{-\frac{HS\theta}{McV}} \quad (67)$$

где E_T — коэффициент использования температуры тарелки,

T_1 — температура пара, поступающего на тарелку,

T_2 — температура пара, покидающего тарелку,

T_L — температура жидкости на тарелке,

H — общий коэффициент теплопередачи от пара к жидкости,

S — средняя поверхность пузырьков,

θ — продолжительность соприкосновения пара с жидкостью,

Mc — молекулярная теплоемкость пара,

V — среднее количество молей пара в одном пузырьке.

Следует отметить, что уравнение (67) по форме подобно уравнению (66) для коэффициента полезного действия тарелки. Подобное же выражение для адиабатической осушки дано Уокером, Льюисом и Мак-Адамсом (Типовая химическая аппаратура, 1934).

На рис. 28 значения для коэффициентов использования температуры отложены против соответствующих коэффициентов полезного действия тарелки. Следует отметить, что точки лежат довольно плотно и равномерно спускаются в направлении, близком к прямой, проведенной под углом в 45°. Для расчета коэффициента использования температуры были

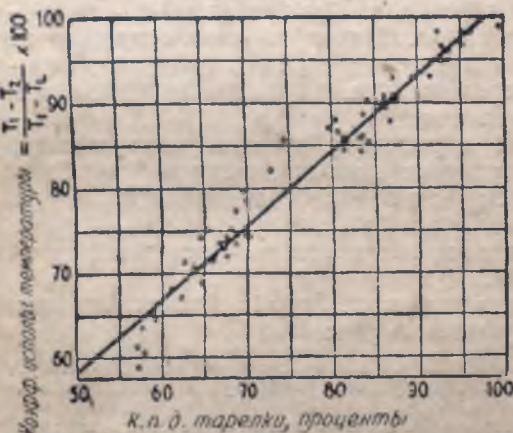


Рис. 28. Зависимость коэффициента использования температуры от к. п. д. тарелки.

экспериментально измерены температуры жидкости на тарелке и пара, покидающего тарелку.

Температура пара, вступающего на тарелку, не измерялась. Так как тарелка в течение опыта находилась непосредственно над кубом или кипятильником, то температура вступающего на тарелку пара принималась равной температуре кипения соответствующего состава жидкости в кубе.

Рассмотрение рис. 28 приводит к заключению, что коэффициент полезного действия тарелки может быть установлен с достаточной точностью путем измерения температур пара, вступающего и покидающего любую тарелку в колонне, и температуры жидкости на тарелке. Так как в колонне производственного масштаба трудно получить характерные образцы потоков пара и жидкости и анализ таких образцов часто бывает

трудно выполнить, то благодаря этому соотношению отыскивается возможность контролировать работу тарелок.

Уравнение (67) оказалось также пригодным для расчета распределения температуры в колонне при ректификации многокомпонентной смеси.

Периодическая ректификация

Различия между периодической и непрерывной ректификациями. Приведенные в предыдущем разделе рассуждения показали, что в случае непрерывной ректификации, когда составы потоков дистиллята и остатка фиксированы для данного количества и состава питающей жидкости, проектирование оборудования само собой сводится к установлению правильных соотношений между флегмовым числом, высотой колонны (т. е. числом тарелок или их кля), диаметром колонны и потреблением тепла. При постоянной скорости отдачи дистиллята увеличение флегмового числа понижает требующуюся высоту колонны, но при этом должен быть увеличен диаметр колонны для того, чтобы она была в состоянии освоить возросшую нагрузку пара. Расход тепла на единицу продукта вследствие этого увеличивается.

В непрерывном процессе составы и количества потоков пара и жидкости, проходящих через любую данную точку системы, остаются постоянными. При периодическом же процессе партия жидкости загружается в перегонный куб и нагревается.

Когда пары достигают охлаждающей системы, часть сконденсировавшегося в этой системе дистиллята возвращается в куб в виде флегмы. В течение процесса дистилляции вещество в перегонном кубе становится беднее более летучими компонентами.

Если при периодической дистилляции загрузка состоит из такой бинарной смеси, как этиловый спирт и вода, то желательно доводить остаток в перегонном кубе до наименьшей экономически выгодной концентрации спирта. По мере того как процесс приближается к моменту полного удаления спирта из жидкости в перегонном кубе, требуемое флегмовое число быстро увеличивается. Обычно принято скорость сообщаемого кубу тепла или, что то же самое, скорость потока пара к верху колонны, поддерживать постоянной, а флегмовое число повышать путем уменьшения количества удаляемого из системы готового продукта. Следовательно, по мере того как концентрация спирта в перегонном кубе становится низкой, расход тепла на единицу веса продукта быстро увеличивается, а скорость выделения продукта понижается.

Если загрузка состоит из жидкой многокомпонентной смеси, как бензол, толуол и ксилол, и требуется получить дистиллат, состоящий из последовательных фракций индивидуальных компонентов, каждый в наиболее чистом виде, то необходимо увеличить флегмовое число во время собирания каждого из компонентов. В начале периодического процесса обязательно должен пройти предварительный период образования флегмы для того, чтобы во всей колонне установился достаточный состав жидкости на тарелках. В течение этого периода продукт на колонны не удаляется. Время, требующееся для предварительного образования флегмы, редко бывает меньше получаса.

Так как флегмовое число при периодическом процессе увеличивается с понижением скорости отбора дистиллята, то скорость вы-

деления конечного продукта будет быстро уменьшаться по мере приближения к полному истощению данного компонента в кубе. В этом случае следует отобрать промежуточную фракцию, содержащую какой-нибудь из следующих высококипящих компонентов. Найдено, что объем этой промежуточной фракции может быть уменьшен путем возвращения всего конденсата в виде флегмы за короткий промежуток до отбора промежуточной фракции.

В качестве примера для иллюстрации высказанных выше положений в табл. 20 приводится рабочая запись процесса периодической ректификации 7182 л легкого масла, который продолжался около 40 час. (Робинзон, Основные начала дробной перегонки).

Таблица 20

Флегмовые числа в течение процесса периодической ректификации легкого масла.

Характер дистиллата	Количество дистиллата л	Отношение флегмы к дистиллату	Продолжительность собирания фракции, мин.
CS ₂ —головки	56,7	2 : 1	25
Вся жидкость, возвратившаяся из конденсатора в колонну	—	—	10
CS ₂ —головки	18,9	2 : 1	10
Промежуточная фракция, состоящая из CS ₂ и бензола	37,8	2 : 1	15
Чистый бензол	3785	1 : 1	1000
Чистый бензол	1703	2 : 1	675
Вся жидкость, возвратившаяся из конденсатора в колонну	—	—	15
Чистый бензол	18,9	2 : 1	10
Промежуточная фракция, бензол и толуол	227,1	2 : 1	90
Чистый толуол	568	2 : 1	220
Вся жидкость, возвратившаяся из конденсатора в колонну	—	—	15
Чистый толуол	18,9	2 : 1	10
Промежуточная фракция, толуол и ксилолы	151,4	2 : 1	60
Чистые ксилолы	568	2 : 1	220

Определение количества тарелок для периодической ректификации. Состав жидкости в перегонном кубе в течение периодической ректификации претерпевает непрерывное изменение. Тем не менее, и в данном случае принципы методов Мак-Кэба и Тиле или Мерфри могут быть применены для определения соотношения между флегмовым числом и количеством тарелок в любой момент периодического цикла. При этом могут быть определены различные комбинации флегмового числа с высотами колонны для разных допущенных остаточных концентраций. Эти данные будут служить основанием для установления той конечной концентрации в перегонном кубе, до которой является экономически целесообразным истощать загрузку, а также для установления желательного количества тарелок. Величина диаметра колонны и поверхности нагрева определяется как объемом загрузки, так и временем, в течение которого необходимо закончить цикл.

VII. ТИПЫ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

Ректификационными колоннами называются такие аппараты, в которых поток пара из перегонного куба приводится в тесное соприкосновение с движущимся ему навстречу потоком части конденсата, возвращающегося в качестве флегмы. Эти аппараты называются так благодаря их обычно высокой и вертикальной форме. Обмен веществом, происходящий между паровоздушной и жидкой фазами, который имеет место в ректификации, является по существу процессом диффузионным, и в аппарате, в котором этот обмен происходит, должны быть предусмотрены противоток флегмы и пара и тщательное смешение обоих потоков по всему их пути.

Широкое распространение получили следующие три типа ректификационных колонн:

1. Колонны с колпачковыми тарелками.
2. Колонны с ситчатыми тарелками.
3. Колонны с насадкой.

Колонны с колпачковыми тарелками снабжены различным количеством горизонтальных тарелок, которые обычно расположены друг от друга на одинаковом расстоянии по всей высоте колонны. Расстояние между тарелками применяется от 15 до 90 см. Флегма проходит к низу колонны с тарелки на тарелку при помощи соответствующих переточных трубок. У входных отверстий переточных трубок устроены перегородки для удержания на тарелке определенного слоя жидкости. Высота этих перегородок определяет глубину жидкости на тарелке. Нижние концы переточных трубок погружены в жидкость на нижележащей тарелке, в которую и сливается жидкость из трубок. Пар поднимается последовательно через каждую тарелку. Проходя через нее, пар отклоняется под поверхностью жидкости от своего направления и распределяется по всей жидкости при помощи колпачков. Колпачки применяются самой разнообразной конструкции. В обычном виде колпачок представляет собой чашку, опрокинутую на подводную пар трубку, диаметр которой меньше диаметра колпачка. Край колпачка немного не достает до дна тарелки и имеет прорезы, которые заставляют пар проходить в жидкость в виде струи или маленьких пузырьков. В хорошо сконструированных колпачковых тарелках достигается тесное соприкосновение между паром и жидкостью в широких пределах скоростей потоков пара и жидкости и эффективность соприкосновения меняется незначительно с изменением скоростей пара или жидкости.

Прохождение потоков пара и жидкости по какому-нибудь одному направлению может быть предотвращено даже в колоннах с большим диаметром; действительно, практически нет таких предельных размеров для колонны, при которых нельзя было бы осуществить удовлетворительно работающие колпачковые тарелки. В настоящее время, в практической работе имеются колонны с колпачковыми тарелками с диаметром до 700 см. Колонны с колпачковыми тарелками являются наиболее широко применяемым типом фракционирующих аппаратов в установках более крупного масштаба, и различные вопросы, связанные с их проектированием, затрагиваются в некоторых деталях на стр. 726 — 735.

Колонны с ситчатыми тарелками впервые были при-

менены Coffey в 1832 г. и с того времени получили широкое распространение. В этих колоннах серии горизонтальных тарелок расположены друг от друга на расстоянии 150 см и более. В тарелках просверлено большое количество отверстий, распределенных по всей поверхности, причем наиболее подходящими оказываются отверстия с диаметром в 4,8 мм, с расстояниями между их центрами в 12,5 мм. Давление и скорость пара, проходящего через эти отверстия, должны быть достаточны для того, чтобы преодолевать давление слоя жидкой флегмы на каждой тарелке. Для того чтобы предотвратить накапливание слишком больших слоев жидкости, каждая тарелка снабжена переточной трубкой такого же типа, как и на колпачковых тарелках. Трубка выдается на 25 мм над поверхностью тарелки и опускается на 12,5 мм ниже нижележащей тарелки. Нижний конец трубки погружен в колпачок, который образует гидравлический затвор, препятствующий прохождению через трубку потока пара. Такого рода ситчатые тарелки могут работать только в определенных интервалах скоростей пара. При слишком малой скорости жидкость будет протекать через отверстия и соприкосновение ее с пузырьками пара нарушится, что повлечет за собой сильное понижение коэффициента использования колонны. По этой причине колонны с ситчатыми тарелками часто бывают снабжены автоматическими регуляторами подачи тепла, контроль за которыми осуществляется давлением в основании колонны. Ситчатые тарелки конструируются также из проволочных решеток. Колонны с ситчатыми тарелками могут работать при скоростях пара, не превышающих 90 см в секунду, а высокий коэффициент полезного действия тарелки может быть достигнут в том случае, если тарелки должным образом установлены и работают с проектными скоростями пара. Тарелки этого типа обладают следующими недостатками:

1. Тарелки работают правильно только в пределах ограниченного ряда скоростей потоков пара и жидкости.
2. Если тарелки установлены не вполне горизонтально, вся жидкость будет стекать через низкую часть, а пар будет проходить через высокую часть тарелки.

3. Если тарелки подвергаются коррозии, отверстия становятся большими и коэффициент полезного действия падает.

Колонны с насадкой (см. стр. 751—752) представляют собой вертикальные трубы, наполненные неукрепленными кусками твердого материала одинакового размера, в беспорядке набросанными в пространстве трубы. По этим кускам распределяются флегма и пар. Гемпель ввел колонны с насадкой в лабораторную практику в 1881 г. [Hempfel, Z. anal. Chem., 20, 502 (1881)]. В качестве наполнителя служили стеклянные бусы диаметром в 4 мм. До 1890 г. Piges применял фарфоровые шарики диаметром от 2,5 до 5 см в качестве наполнителя для заводских колонн (Maerker-Deibrück, Spiritus Fabrikation, изд. 1908 г., стр. 813). Значительно позднее Рашиг запатентовал применение для этой цели цилиндрических колец, высота которых равна их диаметру. Величина наиболее употребительных колец была 25 на 25 мм. Эти кольца могут быть изготовлены из стекла, фарфора, меди, железа или другого материала, который не будет корродировать под действием дестилируемого вещества. На основании теоретических соображений можно считать, что коэффициент полезного действия фракционирующей колонны с кольцами изменяется

обратно пропорционально диаметру колец, так что если диаметр колец увеличивается вдвое, то высота колонны также должна быть удвоена. Другие разновидности насадок для колонн ввел Лейсберг (Zeisberg). Прим (Prum), Лессинг (Lessing) и Брежа (Bréga). Один из самых последних типов насадки, дающий удовлетворительные результаты в работе колонны небольшого масштаба, состоит из карборунда, применяемого в виде кусков совершенно одинакового размера, как например 6, 12 или 18 мм, в зависимости от высоты колонны и ее диаметра. Если во время работы колонны с насадкой не все элементы последней полностью и непрерывно смачиваются стекающей флегмой, то пар будет проходить преимущественно в одном направлении и, вследствие этого, эффективность фракционирования будет понижена. Для того чтобы предупредить это нежелательное явление, весьма существенным является присутствие в колонне некоторого минимального количества жидкой флегмы и хорошее распределение ее по всей поверхности насадки.

Для небольших лабораторных колонн вопрос о распределении флегмы по насадке не является серьезной проблемой. Действительно, как показали нижеуказанные авторы, эффективность колонны на единицу высоты изменяется незначительно в пределах широкого ряда скоростей потоков пара и жидкости [Marshall and Sutherland, Ind. Eng. Chem., 19, 735 (1927)]. Стремление потоков пара и жидкости проходить по какому-нибудь одному руслу становится еще более резко выраженным с увеличением диаметра колонны и вследствие этого минимальное отношение высоты колонны к ее диаметру, которое обычно применяется, составляет 15 к 1. Соппротивление, которое приходится преодолевать пару при прохождении его через колонну с насадкой, сравнительно невелико, а количество жидкости, удерживаемой в колонне в виде флегмы, значительно меньше, чем в колоннах других типов. Колонны с насадкой являются поэтому особенно пригодными для вакуумной дистилляции высококипящих веществ, которые отличаются по температурам кипения всего лишь на несколько градусов. Насадочные колонны размеров больших, чем 50 см в диаметре, не нашли, однако, широкого применения, вследствие трудностей, связанных с поддержанием хорошего распределения флегмы по насадке.

Для установления необходимой высоты насадочной колонны бывает удобно установить соотношение между разделением, полученным при помощи одной теоретически идеальной колпачковой тарелки, с одной стороны, и эквивалентной высотой насадочной колонны, которая произведет то же разделение, работая с таким же флегмовым числом, с другой стороны. Высота, эквивалентная теоретической тарелке (Н.Е.Т.Р.), была исследована Петерсом [Peters, Ind. Eng. Chem., 14, 476, (1922)]. Для колец с диаметром в 12 мм, высота, эквивалентная теоретической тарелке (Н.Е.Т.Р.), может колебаться от 20 до 40 см и больше. На небольшой лабораторной насадочной колонне, высотой 120 см, при дистилляции сырых нефтей можно получить градиент температуры в 93°С и больше при том условии, если колонна будет работать и с флегмовым числом 30:60:1.

Допустимые скорости пара, рассчитанные при допущении, что колонна является пустой, изменяются в зависимости от типа применяемой насадки и количества флегмы. Для 25-мм колец допустимая скорость пара при атмосферном давлении составляет от 90 до 120 см

в секунду. Падение давления вдоль насадочной колонны изменяется с изменением количества флегмы.

VIII. ПРОЕКТИРОВАНИЕ КОЛОНН С КОЛПАЧКОВЫМИ ТАРЕЛКАМИ

Предыдущие разделы были посвящены вопросам, связанным с определением необходимого количества тарелок в колоннах в зависимости от требований, предъявляемых к разделению, и от количества флегмы.

При проектировании колонны должны быть решены соответствующие задачи, связанные со скоростями потоков пара и жидкости, с расстоянием между тарелками, с распределением флегмы и ее стеканием по тарелкам и с видом колпачков и их расположением по тарелке. Проектирование дистилляционных установок основано на применении известных научных принципов; при этом весьма существенную роль играют эмпирические данные, применение которых в области техники основано на большом практическом опыте.

Скорость пара в тарельчатых колоннах. Для скорости пара в колонне должны быть установлены ограничения по двум причинам:

1. Чтобы предупредить увлечение жидкости паром, вследствие чего снижается коэффициент полезного действия тарелки и нежелательные составные части смеси механически переносятся в верх колонны.

2. Чтобы довести до минимума падение давления вдоль колонны. Допустимая степень увлечения жидкости паром зависит от природы веществ, которые подвергаются разделению. При дистилляции нефти в верх колонны могут быть перенесены высококипящие компоненты в виде увлеченных паром частичек, сообщающих нежелательный цвет продуктам, которые должны обладать строго определенным цветом. Очень небольшое количество увлеченных паром окрашенных частичек сильно портит продукт, снижая его качество, тогда как с точки зрения влияния на коэффициент полезного действия тарелки даже сравнительно много большее количество увлеченного вещества не будет заметно ухудшать эффективность фракционирования. Во всяком случае очень желательно проектировать колонны для наименьших скоростей пара, которые, как показывает опыт, являются допустимыми, так как благодаря этому может быть достигнута значительная экономия в размерах колонн.

Допустимые в колонне скорости пара оказываются почти независимыми от дистиллируемой смеси, если только эта смесь не пенится или не обнаруживает чрезмерную склонность к уносу. Кроме того оказалось, что чем больше расстояние между тарелками, тем больше допустимая скорость пара. Ввиду отсутствия в литературе данных о количественном влиянии величины промежутков между тарелками, можно принять, что допустимая скорость пара при атмосферном давлении приблизительно пропорциональна расстоянию между тарелками; так, например, при расстоянии между тарелками в 30 см можно применять скорость пара в 30 см в секунду; при расстоянии в 45 см — скорость 45 см в секунду; при расстоянии 60 см — 60 см в секунду; при расстоянии 75 см можно применять скорость пара 75 см в секунду. Несмотря на то, что эти величины, может быть, несколько устарели, они, однако, совпадают с рядом величин, полу-

ченных на практике работы колонн для фракционирования нефти, работающих под атмосферным давлением и без перегородок между тарелками. Перегородки между тарелками позволяют увеличить допустимую скорость пара, так как они препятствуют уносу жидкости [Chillas and Weir, Ind. Eng. Chem., 22, 206 (1930)]. Однако имеющихся в настоящее время количественных данных недостаточно для того, чтобы определить общее количество перегородок, при котором можно с уверенностью увеличить скорость пара. Колонны для других целей, не для дистилляции нефти, часто строятся с таким небольшим расстоянием между тарелками, как 15 см, и некоторые из этих колонн, по имеющимся сведениям, работают вполне удовлетворительно при скоростях пара от 30 до 40 см в секунду. По имеющимся достоверным сведениям приведенные выше значения для скоростей пара при атмосферном давлении в зависимости от расстояния между тарелками, включая и минимальное расстояние в 30 см, рекомендуются для применения во всех случаях, если требуется надежно предупредить увлечение жидкости паром. Рекомендуется иметь в колонне дополнительную высоту в пространстве над самой верхней тарелкой для предотвращения уноса жидкости в токе удаляемого из колонны пара.

Принимая приведенные выше значения для работы колонны под атмосферным давлением, остается рассмотреть влияние других давлений на допустимые скорости пара. Приравнявая силу трения между вихревым потоком пара и унесенной паром капелькой жидкости, суспендированной над тарелкой, к силе тяжести капельки, можно получить следующее выражение:

$$u = K \sqrt{\frac{dsT}{MP}}, \quad (68)$$

где K — константа;

u — скорость пара, обтекающего капельку, в см/сек;

d — диаметр капельки;

s — удельный вес жидкой капельки;

T — абсолютная температура пара, $^{\circ}\text{C} + 273$;

M — молекулярный вес пара;

P — абсолютное давление пара, в кг/см².

Различные виды уравнения (68) широко применяются при корреляции данных для допустимых скоростей пара в колонне. При этих вычислениях для члена d , диаметра жидкой капельки, обычно принимается произвольно взятая величина, которая связывается с константой, находящейся за радикалом. Уравнение (68) принимает тогда вид

$$u = K_1 \sqrt{\frac{sT}{MP}}, \quad (69)$$

В уравнении (69) обозначения те же, что и в уравнении (68), кроме K_1 , которая является новой константой, представляющей произведение из K и корня квадратного из d .

Численные значения, которые даются для K_1 при пользовании уравнением (69) для проектирования колонн, изменяются от 32,6 до 50 и зависят от результатов испытаний, проведенных с данным веществом, а также от конструкции колпачковых тарелок и от расстояния между ними.

Для установления величины K_1 в уравнении (69) для какой-нибудь данной конструкции тарелки, данного расстояния между тарелками и определенного класса веществ, рекомендуется провести несколько опытов при атмосферном давлении, которые дадут возможность определить надежное предельное значение для K_1 . Установленная таким образом константа K_1 дает возможность применять уравнение (69) для расчета колонн, работающих под давлением или в вакууме с той же конструкцией тарелок и тем же расстоянием между ними, если эти колонны предназначаются для дистилляции того же типа веществ, для которых было установлено приведенное выше соотношение.

Уравнение (69) можно легко привести к такому виду:

$$u = K_2 \sqrt{\frac{\text{плотность жидкости}}{\text{плотность пара}}} \quad (70)$$

В общем для колонн, работающих под давлением выше атмосферного, хотя допустимая линейная скорость пара при этом понижается и становится меньше ее величины при атмосферном давлении, допустимая скорость массы жидкости, выраженная в килограммах в секунду на квадратный метр площади сечения колонны, повышается; следовательно, емкость колонны увеличивается при работе под давлением.

Обратно, емкость колонны понижается при работе под давлением ниже атмосферного. Применение в колонне давления или вакуума диктуется обычно соответственно другими соображениями, как например температурой конденсации при рабочих давлениях, или снижением температурного уровня работы колонны.

Скорость пара в паропроводе. Трубопровод для пара, ведущий от вершины фракционирующей колонны до конденсирующей установки, должен быть достаточного диаметра для того, чтобы избежать чрезмерного падения давления. Это особенно важно в проектировании вакуумных колонн, в которых желательно реализовать наименьшее абсолютное давление в вершине колонны при данном давлении, поддерживаемом у выхода конденсатора. В табл. 21 приводятся приблизительные пределы для скоростей пара, которые применяются как в условиях работы при атмосферном давлении, так и в вакууме. Во всяком случае, падение давления в паропроводе может быть рассчитано по методам, указанным в отделе X („Гидравлика“), после чего выбирают такую скорость пара и соответствующий диаметр трубопровода, чтобы падение давления в системе поддерживалось в тех пределах, которые предписываются условиями проекта.

Таблица 21

Скорость пара в паропроводе

Абсолютное рабочее давление	Скорость пара в паропроводе в м/сек
Атмосферное	12—18
100—50 мм рт. ст.	30—45
Ниже 50 мм рт. ст.	45—60

Конструкция колпачковых тарелок. 1. Площадь прохождения пара. Значительная часть общего падения давления пара при прохождении его через тарелку является потерей вследствие сжатия, когда поток пара сужается от площади поперечного сечения колонны до площади поперечного сечения паровых трубок тарелки. Площадь прохождения пара должна поэтому занимать возможно больший процент от общего поперечного сечения колонны, собразуясь с получением хороших характеристик для течения жидкости по тарелке. Давая входы пара в трубки тарелки обтекаемые формы, а также достаточное сечение, можно уменьшить падение давления пара при его прохождении через тарелки. В зависимости от вида применяемых колпачков, а также и от количества переточных трубок и их распределения по тарелкам могут быть разработаны такие конструкции, в которых площадь подъема пара будет составлять от 10 до 20% площади поперечного сечения колонны.

2. Конструкция и распределение колпачков. Влияние ширины прореза и глубины погружения колпачка на коэффициент полезного действия тарелки обсуждалось на стр. 716. Чрезвычайно глубокое погружение прорезов колпачка нежелательно и не является необходимым. В колоннах, работающих при атмосферном или более высоком давлении, падение давления не имеет особого значения и глубина погружения, измеренная от верха прорезов до поверхности жидкости на тарелке, может быть взята от 2,5 до 5 см. В случае вакуумных колонн, падение давления должно быть сведено до минимума, для того чтобы можно было достигнуть возможно более высокого вакуума в основании колонны, и поэтому в данном случае применяются значительно менее глубокие погружения. Ширина прорезов может быть уменьшена с небольшим уменьшением падения давления, если только общая площадь всех прорезов остается такой же. Общая площадь отверстий прорезов на тарелке делается обычно равной площади поперечного сечения паровых трубок. Поверхность проходов пара через колпачки также поддерживается постоянной и равной площади поперечного сечения паровых трубок и площади прорезов. Из практических соображений, применяемая ширина прореза обычно ограничивается до минимума в 3 мм.

Часто применяются суживающиеся прорезы, основание которых шире вершины. По мере увеличения потока пара, проходящего через колпачок, все больше и больше прорезов начинают действовать вследствие понижения уровня жидкости в кольцеобразном пространстве между колпачком и паровой трубкой. Скорость прохождения пара через каждый колпачок никогда не должна быть настолько велика, чтобы пар выходил из-под зубцов колпачка в виде больших пузырей. Применение колпачков с суживающимися прорезами имеет целью предотвратить пробукливание пара мимо прорезов.

Желательно иметь большой периметр колпачков, хорошо распределенных по тарелке, чтобы эффективно использовать всю пригодную поверхность тарелки. Это связано с применением паровых трубок, обладающих большим свободным пространством. Близость расположения колпачков тем не менее имеет известный предел, принимая во внимание необходимость нормального течения жидкой флегмы по всей поверхности тарелки. Если применяется слишком плотное расположение колпачков, то путь для протекания жидкости может стать таким

указан, что в промежутке между входом флегмы и переточной трубкой создается заметное увеличение гидростатического давления. Если имеет место это явление, то может наблюдаться неравномерное распределение пара через колпачки, т. е. большая часть пара будет проходить через наименее погруженные колпачки. В обычной практике применяются круглые колпачки с диаметром от 10 до 17,5 см, которые располагают по тарелке таким образом, чтобы минимальное расстояние между соседними колпачками составляло от 2,5 до 5 см.

3. Конструкция переточных трубок и их распределение по тарелке. Конструкция тарелок зависит от того, каким путем заставляют флегму протекать по тарелке. Различают: а) тарелки с поперечным течением флегмы; б) тарелки с радиальным течением флегмы; в) видоизменения поперечного и радиального течения.

Тарелки с поперечным течением флегмы принимают стекающую сверху флегму на одну сторону тарелки. Жидкость течет затем поперек тарелки, направляясь к переточным трубкам, укрепленным на противоположном конце тарелки. Необходимо отметить, что на тарелках этого типа флегма пересекает всю тарелку. Если применяются круглые или трехугольные колпачки в сочетании с поперечным течением флегмы по тарелкам большого диаметра, то по тарелке может иметь место увеличение гидростатического давления. В результате этого прорезы колпачков будут неодинаково погружены в жидкость, а это будет заставлять пар стремиться проходить через наименее погруженные колпачки. В настоящее время разработаны специальные конструкции тарелок с поперечным течением флегмы, в которых изменение гидростатического давления сведено к минимуму. Поперечное течение упрощает конструкцию и стоимость переточных трубок, поскольку они могут быть сгруппированы на противоположных концах тарелки. Хорошо работающие тарелки с поперечным течением флегмы, снабженные маленькими колпачками установленного образца, могут быть сконструированы в том случае, если диаметр тарелки меньше 180—240 см. В случае тарелок большого диаметра, применяется обычно другое распределение переточных трубок, кроме тех случаев, когда благодаря особой конструкции недостатки тарелок с колпачками установленного типа удается устранить.

Тарелки с радиальным течением отличаются тем, что подача флегмы производится к центру тарелки, откуда она течет по радиусам к переточным трубкам, установленным по окружности тарелки. Благодаря такой конструкции уменьшается приблизительно наполовину расстояние, которое должна пересекать флегма при ее прохождении по тарелке. Конструкция переточных трубок для тарелок этого типа более сложна, поскольку трубки должны быть проведены с края одной тарелки к центру нижележащей тарелки.

В тарелках большого диаметра, т. е. от 360 см и выше, в которых применяются круглые колпачки, переточные трубки обычно распределяются во многих точках тарелки. Применением большого количества переточных трубок, расположенных таким образом, чтобы ни одна точка на тарелке не была слишком удалена от точки подачи флегмы, или же применением на тарелке направляющих перегородок, способствующих лучшему распределению жидкости по тарелке и обеспечивающих ее равномерное движение, сводится к минимуму возможность заметного увеличения гидростатического давления.

На тарелках всех конструкций флегма стекает с тарелки через одну или большее количество переточных трубок. Эти трубки могут быть прямоугольными или круглыми. Следует отметить, что эффективным погружением прорезов колпачка является расстояние от вершины прорезов до края переточных трубок плюс слой жидкости над ними, когда предназначенный объем флегмы проходит поверх них. Глубина погружения прорезов колпачка определяет величину статического давления на прорезы и определенным образом влияет на величину коэффициента полезного действия тарелки. При проектировании переточных трубок следует поэтому предусмотреть достаточно большой периметр, для того чтобы они смогли поддерживать низкий слой флегмы; кроме того, должна быть тщательно проверена высота переточной трубки (под тарелкой) по отношению к вершине прореза колпачка, для того чтобы в условиях работы тарелки было достигнуто желательное погружение колпачков.

Для прямоугольных переточных трубок зависимость между объемом флегмы, периметром переточной трубки и высотой уровня жидкости над ней может быть установлена по формуле:

$$V = 1,85 LH^{1,60}, \quad (71)$$

где V — объем перетекающей флегмы, выраженный в м³/сек,

L — периметр переточной трубки в м,

H — высота слоя жидкости над перетоком в м.

В колоннах часто применяются круглые переточные трубки. Для расчета таких переточных трубок рекомендуется следующая формула [Gourley, Proc. Inst. Civil Eng., 184, 297 (1910—1911)]:

$$V = K L H^{1,42}, \quad (72)$$

в которой V и H обозначают то же, что и в уравнении (71), L представляет периметр внешнего края круглой переточной трубки в м, а значение K изменяется от 1,465 до 1,515, если ее диаметр изменяется от 17,5 до 65 см.

Размер переточных трубок должен быть тщательно проверен и кроме того при расчетах следует обеспечить невозможность обратного выбрасывания жидкости на верхнюю тарелку вследствие недостаточности размера трубок для нормального протекания стекающей жидкости.

4. Падение давления по тарелке. Падение давления пара при прохождении его через тарелку имеет особое важное значение при проектировании вакуумных колонн, где желательно реализовать наивысший вакуум, который возможно осуществить в основании колонны. Общее падение давления по тарелке является суммой:

а) Гидростатического давления, представляющего глубину погружения колпачков в жидкость при спокойном состоянии;

б) Гидростатического давления, эквивалентного высоте слоя жидкости поверх перегородки.

в) Потери давления из-за сжатия, происходящего вследствие сужения потока пара при его прохождении через narrow трубку.

д) Потери давления, являющегося результатом трения при прохождении пара через колпачок.

Пункты (а) и (б) определяются высотой перелива по отношению к колпачкам, периметром перелива и объемом флегмы. Точная оценка

пунктов (с) и (д) является затруднительной. Для практических целей пункты (с) и (д) обычно связываются вместе и их значение определяется при помощи уравнения для расчета размеров отверстий:

$$h = \frac{u^2}{2gc^2} \quad (73)$$

где h — потеря давления в см проходящего пара;

u — скорость прохождения пара через паровые трубки, в м/час;

$g = 9,81 \text{ м/сек}^2$;

c — коэффициент, для которого в литературе даются значения в пределах от 0,3 до 0,6, когда он применяется для расчета тарелок.

Эта константа должна быть определена экспериментально для каждой конструкции тарелки.

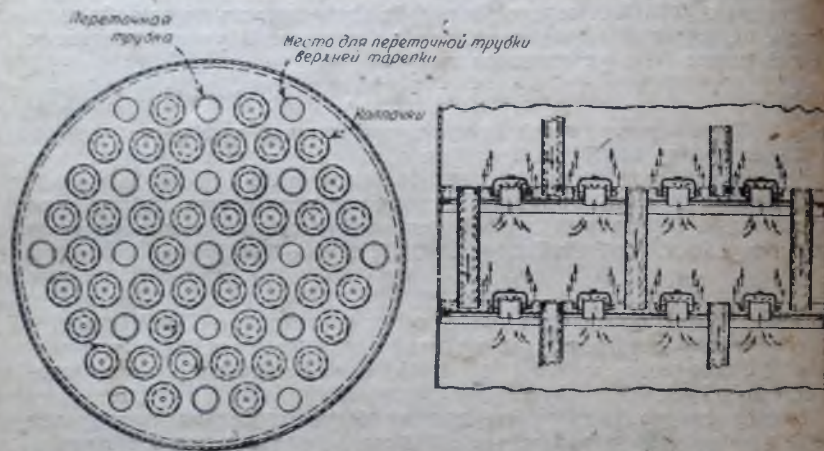


Рис. 29. Барботажные тарелки с круглым колпачками.

5. Расстояние между тарелками. Практика проектирования колонн для фракционирования, имеющих разнообразное применение, показала, что расстояния между тарелками могут варьировать в широких пределах. Минимальное расстояние между тарелками для колонны данной конструкции должно быть достаточным для того, чтобы исключить возможность перебрасывания флегмы с нижней тарелки на верхнюю. Эти соображения диктуют применение для колонн обычных конструкций расстояния от 15 до 17,5 см. В общем доказано, что при меньших расстояниях между тарелками происходит большой унос жидкости паром (см. стр. 726). В обычной практике применяют расстояния между тарелками приблизительно 30 см. В больших колоннах, работающих на современных нефтеперегонных заводах, применяются расстояния между тарелками до 1 м. Наличие больших промежутков делает тарелки доступными для очистки и ремонта и позволяет применять более высокие скорости пара (см. стр. 726).

6. Типовые конструкции тарелок. Из предыдущих параграфов видно, что разработка совершенной конструкции тарелки представляет задачу значительной сложности.

На рис. 29 и 30 показаны два различных устройства тарелок.

Питание колонны флегмой. Флегма может подаваться в колонну следующими методами:

1. Частичной конденсацией выходящих из колонны паров и возвращением их в виде флегмы на тарелку в вершине колонны.

2. Полной конденсацией выходящих из колонны паров и возвращением части конденсата на тарелку в вершине колонны. Подаваемая таким образом флегма иногда называется «влажной флегмой» (wet reflux).

3. Комбинацией 1 и 2.

4. Удалением стекающей горячей жидкости из колонны, охлаждением ее и обратным возвращением охлажденной жидкости в колонну.

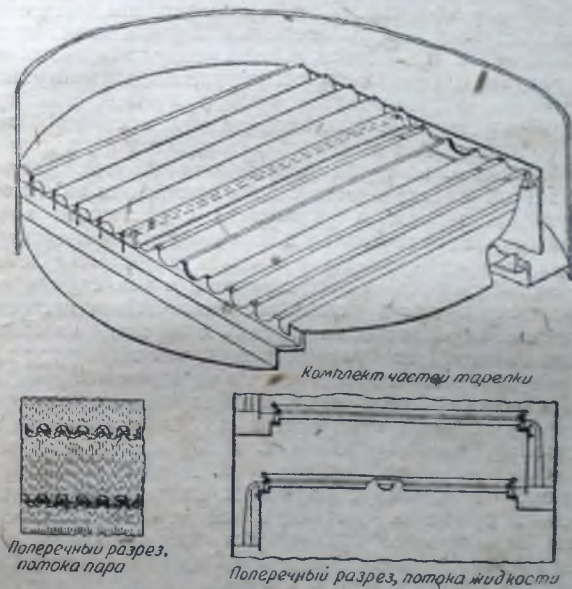


Рис. 30. Барботажные тарелки фирмы Alcoa (пат.).

1. В результате частичной конденсации происходит обогащение пара низкокипящими составными частями благодаря частичному удалению высококипящих компонентов, и поэтому такая конденсация часто считается частью фракционирующей системы. Как теоретически, так и практически было показано, что применение частичного конденсатора в качестве фракционирующей системы является менее эффективным, чем когда вся ректификация происходит на тарелках в колонне. Большая стоимость конденсирующей поверхности по сравнению с другими способами подачи флегмы, неэффективность такого фракционирующего устройства, а также недостаточная гибкость такого аппарата в отношении контроля за его работой являются

причиной того, что в современной практике наблюдается определенная тенденция к отказу от применения частичной конденсации.

2. Во втором способе образования флегмы, находящиеся сверху колонны пары проходят прямо в окончательно конденсирующую систему. Если температура паров, выходящих из вершины колонны, достаточно высока, то могут быть устроены последовательно два конденсатора: первый, работающий в качестве теплообменника, служит для предварительного нагревания свежей питающей жидкости, и второй, охлаждаемый водой, является окончательным конденсатором. В дистилляции нефти конденсат из конечного конденсатора обычно собирается в сборнике, откуда подается насосом в колонну, а остаток течет на сквал в качестве дистиллята. В других отраслях промышленности конденсаторы обычно возвышаются над колонной, а флегму заставляют стекать обратно в колонну. Если в колонне для дистилляции нефти применяется острый пар, то впереди сборника может быть добавлен сепаратор для воды. В колоннах такой системы можно добиться весьма хорошего регулирования количества флегмы двумя путями: или при помощи ручного регулирования потока флегмы, или при помощи автоматической установки для поддержания постоянной температуры в вершине колонны. Автоматическая регулировка производится клапаном, помещаемым в трубопроводе для флегмы. Таким образом в установках этой системы может быть достигнута значительно более точная регулировка, чем в установках с частичной конденсацией. Конденсат обычно хорошо охлаждается ниже его температуры кипения за то время, когда он проходит в сборник для флегмы; действительно, охлаждение является весьма существенным в том случае, если низкокипящие жидкости будут в дальнейшем нагнетаться насосом. Поэтому флегма, нагнетаемая обратно на тарелку в вершине колонны, является в этом случае значительно более холодной, чем температура в вершине колонны. В результате этого на тарелке в вершине колонны происходит конденсация некоторой части паров, и эта тарелка до некоторой степени служит как бы частичным конденсатором. Объем жидкости, стекающей с первой тарелки, таким образом больше объема холодной флегмы. Это охлаждающее влияние, наблюдающееся на первой тарелке в вершине колонны, повидимому, ухудшает фракционирующее действие этой тарелки. В сумме и стоимость дополнительной тарелки и пространство, ею занимаемое, оказываются обычно намного меньше, чем требующаяся эквивалентная дефлегмирующая поверхность. Соприкосновение на тарелке является столь совершенным, что этого охлаждающего действия редко могут достигнуть действия больше чем двух тарелок внизу колонны. Необходимо отметить, что в случае обратного нагнетания холодной флегмы объем пара под самой верхней тарелкой будет больше, чем объем пара, поднимающегося с этой тарелки. Диаметр колонны должен быть рассчитан, исходя из большего объема пара под самой верхней тарелкой, как это установлено при помощи секционного теплового баланса.

3. Иногда применяются комбинации из методов 1 и 2. При этом применяется дефлегматор, поверхность которого должна быть несколько меньше, чем это требуется для отнятия тепла флегмы, а также приспособление для обратного возвращения небольшого количества конечного конденсатора в виде «влажной флегмы». Регулировка производится изменением количества влажной флегмы.

4. Четвертый метод подачи флегмы применяется в особых случаях, например при дополнительном образовании флегмы в каком-нибудь месте под головной тарелкой колонны.

Подвод тепла. В тех разделах этого отдела, где обсуждались теоретические методы расчета колонн, указывалось на необходимости подвода тепла в основание колонны, если на тарелках, находящихся ниже ввода питающей жидкости, имеет место правильное фракционирующее действие. В установке простейшего типа котел или перегонный куб, обогреваемый голым огнем, может быть с фракционирующей колонной. Во многих случаях вещества, подвергающиеся фракционировке, могут начать разлагаться при слишком высоких температурах жидкой пленки, прилегающей непосредственно к теплопередающей поверхности. В таких случаях необходимо принять меры для избежания образования пленок с высокими температурами. Если температурный уровень процесса достаточно низок, то в качестве метода нагревания может служить водяной пар, конденсируемый в узких, согнутых кольцом трубах. При этом методе нагревания максимальная температура имеет точный предел, достигающий температуры конденсации водяного пара для применяемого давления.

Жидкость из основания колонны можно перекачивать через нагреваемый голым огнем трубчатый куб. Благодаря большой скорости, с которой жидкость проходит по трубам, исключается возможность образования пленок с слишком высокими температурами. Если жидкость при применяемых температурах нелетуча, то ее можно заставить циркулировать из трубчатого куба через узкие, согнутые кольцом, трубы, находящиеся в колонне, и возвращаться в трубчатый куб.

IX. ДИСТИЛЛЯЦИЯ НЕФТИ

Процессы дистилляции, применяемые в общей химической промышленности, обычно имеют своей целью изолировать совершенно чистые индивидуальные соединения из летучих жидких смесей, состоящих по большей части из нескольких компонентов. Если летучести двух или большего числа компонентов из такой жидкой смеси не являются одинаковыми, или если два или большее число компонентов не образуют постоянно кипящей смеси, это разделение может быть выполнено, и при проектировании фракционирующей установки можно руководствоваться хорошо разработанными и приведенными выше теоретическими методами. Разработка вопросов, связанных с дистилляцией нефти, несколько изменяется в связи с природой сырого материала, природой конечных продуктов, которые желательны получить, а также в зависимости от масштаба отдельных элементов процесса. Хотя в этом случае основные принципы процесса являются теми же, что и для простой дистилляции, однако сложность проблемы дистилляции нефти вызывает необходимость часто пользоваться эмпирическими обобщениями и прибегать к результатам, полученным на опыте. Основными факторами, благодаря которым к технике нефтеперегонных заводов предъявляются особые требования, являются следующие:

1. Сырой материал имеет чрезвычайно сложный состав. Низкокипящие составные части многих сырых нефтей представляют собой

насыщенные углеводороды вплоть до пентана или гексана. По мере возрастания температуры кипения характер соединений изменяется и преобладание парафинов быстро сменяется другими типами углеводородов. Количество соединений в данном интервале температур кипения, показывающих весьма малые различия в легучести, быстро увеличивается с повышением температуры кипения.

2. В большей своей части, продукты, получаемые из нефти, являются сами по себе сложными смесями с интервалом температур кипения, определяемым свойствами соответственных продуктов.

3. Характер и выхода различных фракций изменяются в широких пределах в зависимости от источника сырья, и отдельные нефти из одной и той же местности могут сильно отличаться друг от друга. Конструкция дистилляционных установок должна быть достаточно гибкой для того, чтобы на них можно было обрабатывать все те сорта сырой нефти, которые будет желательно очистить; конструкция должна также давать возможность изменять свойства различных продуктов для того, чтобы удовлетворять требования, предъявляемые потребителем.

4. Температуры, при которых необходимо проводить многие из операций дистилляции, являются значительно более высокими, чем в большинстве других отраслей промышленности. Вещества, имеющие температуры кипения от 38°C и до температур, при которых уже быстро происходит термическое разложение вещества, должны выделяться в качестве дистиллатов. Специальные меры применяются для того, чтобы понизить температуры, при которых происходит испарение более тяжелых составных частей нефти.

5. Масштаб, в котором проводятся отдельные операции в процессе перегонки нефти, является значительно большим, чем в любой другой отрасли промышленности, применяющей дистилляцию.

Критерии возможности разделения. Характеристику интервалов температур кипения различных фракционированных нефтяных продуктов, кипящих до 370—400°C при атмосферном давлении, принято давать по Энглеру или по А. С. Т. М. (см. стр. 745). Дистилляция по Энглеру отличается от простой дистилляции тем, что в последней происходит некоторая ректификация вследствие конденсации паров в горлышке колбы и обратного стекания флегмы. Несмотря на их небольшое теоретическое значение, результаты этого испытания оказываются весьма полезными с практической точки зрения. Этим испытанием пользуются также в качестве эмпирической меры для оценки степени разделения продуктов, получаемых при фракционировании нефтей.

Дистилляция по А. С. Т. М. обычно составляет один из давно принятых методов испытания низкокипящих продуктов, получаемых при фракционировании нефти. Для сравнения результатов, полученных в процессе дистилляции, могут быть использованы некоторые обобщения, касающиеся степени проведенной фракционированной дистилляции. Если „конечная“ температура по А. С. Т. М. для какого-нибудь данного продукта лежит ниже, чем „начальная“ температура по А. С. Т. М. для следующего вышекипящего вещества, выделяемого при этой же операции, то можно считать, что эти два продукта будут превосходить фракционированы. Температурный интервал между конечной температурой низкокипящего вещества и начальной температурой высококипящего вещества называется разрывом („gap“)

между продуктами (см. рис. 31). Если конечная температура низкокипящей фракции превышает начальную температуру высококипящей фракции, то говорят, что эти фракции перекрывают друг друга. Температурный интервал между начальной температурой высококипящей фракции и конечной температурой низкокипящей фракции называется „перекрыванием“ фракций (см. рис. 32).

Разрыв, полученный между двумя потоками, или перекрывание одной фракции другой зависит от характера кривой дистилляции исходного питающего колонну вещества, типа применяемой фракционирующей установки и от метода работы установки, т. е. от принятого флегмового числа. Чем выше кривая дистилляции, полученная по методу А. С. Т. М. для исходного питающего колонну вещества, тем более трудным бывает достигнуть разрыва между двумя продуктами, которые фракционируются из этого вещества. Для некоторых видов сырья в промышленных установках могут быть получены раз-

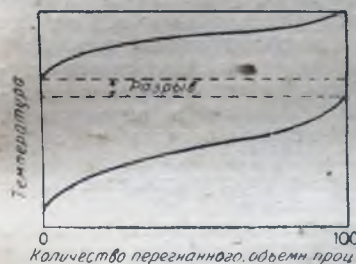


Рис. 31. Разрыв между фракциями по Энглеру.

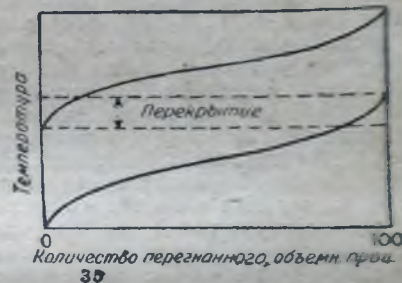


Рис. 32. Перекрывание между фракциями по Энглеру.

рывы в 10°C. Для большей части продуктов разрывы такого порядка являются необычными. Та или иная степень фракционирования, с которой должен быть перегнан продукт, зависит от экономики. Как видно из типичных кривых дистилляции по Энглеру, приведенных на рис. 31 и 32, разделение главных частей фракции в пределах, примерно, от 10 до 90% каждой фракции, можно достигнуть сравнительно легко. Концы кривых дистилляции по Энглеру, соответствующие высококипящим частям фракций, резко поднимаются вверх, а в концах, соответствующих низкокипящим частям фракций, кривые обнаруживают резко выраженное падение. Эти „хвосты“ представляют собой небольшие количества составных частей с температурами кипения, соответственно, выше и ниже температур кипения главных частей фракций. Размер разрыва между фракциями определяется главным образом по степени уничтожения хвостов. Разделение таких небольших количеств низко- или высококипящих составных частей требует несоизмеримо больших расходов на оборудование и на самый процесс. Поэтому в современных непрерывно действующих дистилляционных установках, от которых за одну операцию получается большее количество фракционированных продуктов, фракционирование обычно считается удовлетворительным, если разрыв равен нулю, т. е. если конечная температура низкокипящей фракции не превышает начальной

температуры высококипящей фракции, даже и такая степень фракционирования часто не оправдывается с точки зрения экономии.

Дистилляция по А. С. Т. М. дает удовлетворительные эмпирические данные для суждения о степени фракционирования для продуктов, которые перегоняются при температурах, лежащих ниже $370^{\circ} - 400^{\circ}\text{C}$ при атмосферном давлении. Для высококипящих составных частей дистилляция по А. С. Т. М. лишена смысла, вследствие того что происходящее в колбе разложение вещества делает результаты испытания недействительными. Для определения интервалов температур кипения и степени фракционирования высококипящих фракций газовой и смазочных масел прибегают к помощи дистилляционных испытаний, проводимых в вакууме. Применяемый при этом прибор может быть подобен тому, которым пользуются при испытаниях по Энглеру, однако, дистилляция должна проводиться при значительно пониженном давлении, как например 10 мм ртутного столба. Никаких стандартизованных условий ведения испытаний, подобных принятым для дистилляции по А. С. Т. М., для дистилляции в вакууме до сих пор еще вообще не установлено, поэтому результаты дистилляционных испытаний в вакууме, выполняемых в различных лабораториях, могут сильно отличаться друг от друга. Для оценки результатов фракционирования в вакууме применяются те же самые понятия "разрывов" и "перекрытий", которые приняты при испытаниях по Энглеру. Петеркин и Феррис [Peterkin and Ferris, Ind. Eng. Chem., 17, 1249 (1925)] приводят описание прибора для дистилляции в вакууме, который нашел широкое применение для описанных выше испытаний.

Промежуточный отбор части жидкости по высоте колонны. В современных непрерывно действующих установках для первичной дистилляции нефтей с одной фракционирующей колонны обычно выделяется большое количество фракций. Одна из фракций в качестве головного погона в парообразном состоянии выделяется из вершины колонны. С различных тарелок колонны отбираются боковые погоны, а из основания колонны удаляется остаток от перегонки. В результате изучения простейших видов сложных смесей оказалось как практически, так и теоретически, что непрерывное разделение компонентов бинарной смеси, с получением их в совершенно чистом состоянии, может быть достигнуто в одной колонне; для полного разделения тройной смеси требуются две колонны, или вообще количество колонн, требующихся для выполнения непрерывного полного разделения сложной смеси, равно количеству компонентов минус единица. Из вышеупомянутого вытекает, что преобладающая в промышленности практика выделения нескольких продуктов на одной колонне является неправильной. Оправданием для такого метода ведения процесса в современной практике служит то обстоятельство, что большинство продуктов, дистиллируемых из нефтей, представляет не чистые соединения, а сложные смеси, кипящие в очень широком интервале температур, и что должная степень разделения, которой следует добиваться между этими фракциями, является вопросом экономии.

На практике удаление из боковых погонов небольших количеств загрязняющих низкокипящих составных частей достигается обработкой водяным паром, т. е. боковые погоны заставляют стекать вниз по тарелке в отдельной небольшой колонне или в секции большой колонны, где они подвергаются разделяющему действию перегретого пара.

Установление температур колонны. Установление температур, которая должна поддерживаться в вершине колонны для того, чтобы обеспечить получение желательного дистиллята, а также температур, при которых будет происходить отбирание вскипающих боковых погонов, крайне необходимо для составления теплового баланса, являющегося основой для проектирования колонны. Следующие допущения способствуют осуществлению большей части практических целей.

1. Температура, которая должна поддерживаться в вершине колонны (у выхода частичного конденсатора, если последний применяется), приблизительно равна температуре, при которой 75% образца сконденсировавшегося годового пара дистиллируются при испытании по А. С. Т. М. при условии, что давление в колонне равно атмосферному и что острый пар в колонне не применяется. Если в колонне применяется водяной пар, необходимо рассчитать парциальную упругость паров головного погона, а температура, которая определена по температуре дистилляции 75% образца по А. С. Т. М., должна быть скорректирована соответственно приведенному парциальному давлению при помощи диаграммы Кокса или других данных для упругости пара. Если колонна работает при пониженном давлении, то это пониженное давление применяется для расчета парциальной упругости нефтяных паров.

2. Боковые погоны отбираются с тарелок, при таких приблизительно температурах, при которых от 5 до 10% соответственных образцов перегоняется при дистилляции по А. С. Т. М., если давление в колонне равно атмосферному. В присутствии заметных количеств водяного пара, или если колонна работает под пониженным давлением, должна быть внесена необходимая поправка, которая определяется при помощи диаграммы Кокса. Температура дистилляции 10% образца по А. С. Т. М. представляет достаточно хорошее среднее значение для низкокипящих фракций, например для керосина и газойля. В качестве температуры для высококипящих фракций, которые представляют собой различные сорта смазочных масел, рекомендуется пользоваться температурой, при которой перегоняется 5% образца при дистилляции по А. С. Т. М.

3. Для тех фракций, которые обладают слишком высокой температурой кипения и благодаря этому исключается возможность испытания их по А. С. Т. М., можно подобным же образом провести дистилляцию по типу Энглера под пониженным давлением.

Методы применения этих допущений иллюстрируются примером теплового баланса (см. табл. 22 и 23 на стр. 741).

Применение теплового баланса при проектировании колонны. На рис. 33 схематически изображена современного типа непрерывно действующая дистилляционная установка для нефти, состоящая в основном из трубчатого подогревателя, фракционирующей колонны и соответствующего оборудования для конденсации и охлаждения. Применение теплового баланса при проектировании подобного оборудования иллюстрируется на следующем численном примере, в котором применяются также основные принципы, обсуждавшиеся в предыдущих разделах.

Пример. Допустим, что необходимо при непрерывном процессе из 600 м³ среднеконтинентской (Mid-Continent) сырой нефти, получить погоны бензина, керосина и газойля с одновременным выделением остатка, лишенного легких углеводородов (residue). Для решения этой задачи имеются следующие данные:

1. Кривая истинных температур кипения сырья или другая характеристика нефти по лабораторным или заводским данным.

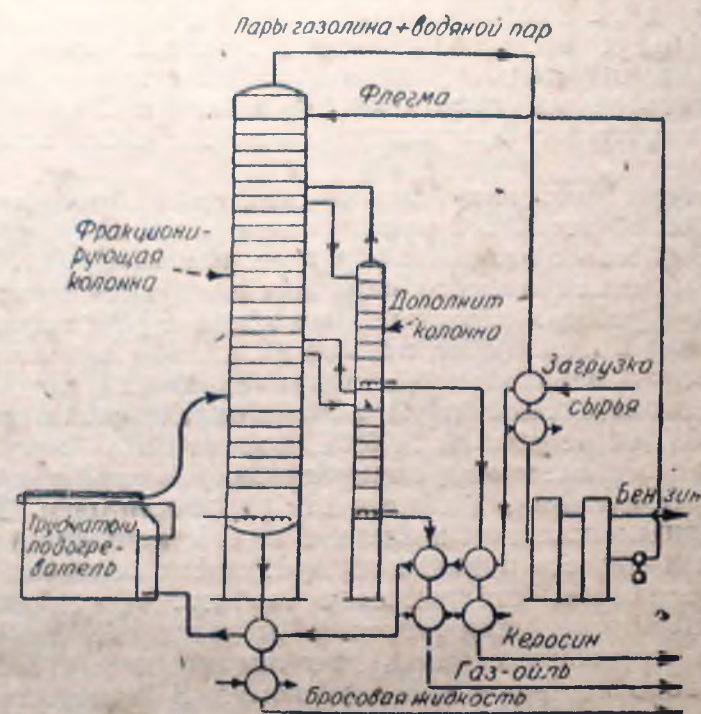


Рис. 33. Установка для отгонки из сырой нефти бензина и легких масляных дистиллатов.

2. Результаты приближенной дистилляции желательных продуктов по А. С. Т. М. (табл. 22).

3. Основные данные, удельные теплоты (рис. 6), скрытые теплоты испарения (рис. 6) и молекулярные веса (рис. 7).

Таблица 22

Дистилляция по А. С. Т. М.

Бензин	Керосин	Газойль
Начальн. темп. кип. 37,8°C	Начальн. темп. кип. 204°C	Начальн. темп. кип. 266°C
10 82,2	10 218,5	10 296
20 99	20 224	20 299
30 110	30 232	30 302
40 120	40 238	40 304
50 127,8	50 243	50 305,5
60 138	60 250	60 307
70 140	70 257	70 308,8
80 160	80 266	80 311,2
90 177	90 277	90 313
Конечн. темп. кип. 204	Конечн. темп. кип. 293	Конечн. темп. кип. 324
% перегнанного 98	% перегнанного 98	% перегнанного 98

Пользуясь этими данными, а также кривой истинных температур кипения, можно составить табл. 23.

Расчеты. 1. Установление температуры эвпорационного пространства.

Парциальная упругость нефтяных паров = $230/740 \cdot 760 = 235$ мм
Температура эвпорационного пространства необходимая для испарения 56% (объемных) загрузки при 585 мм = 293°C.

Таблица 23

Сводка данных

Продукт	Объем жидкости, %	м³/день	Удельный вес	кг в м³	кг/час	Средняя темп. кип. °C	Мол. вес
Бензин + Н.С. газ (1,5%)	33,5	227,8	0,746	746	6272	127,5	120
Керосин	15,0	102	0,815	815	4040	246	180
Газойль	7,5	51	0,849	849	2111	304,5	220
Остаток (reduced crude)	44,0	299,2	0,910	910	13257		
Сырье	100,0	680,0	0,836	836	27680		

Таблица 24

Головные погоны

Продукт	кг/час	Молей в час
Бензин	6272	73
Керосин	4040	22
Газойль	2111	19
Водяной пар	587	32
Общее количество молей в час		137

¹ Средние температуры кипения (средние из начальной температуры кипения конечной температуры кипения и девяти промежуточных температур дистилляции по А.С.Т.М. для каждой фракции): бензин = 127,5°C; керосин = 246°C; газойль = 304,5°C.

² Молекулярные веса взяты из рис. 7, пользуясь средними температурами кипения, полученными при дистилляции по А. С. Т. М.

Для целей отпарки от легких фракций (stripping) на один кубометр загрузки нефти в основании колонны расходуется 20 килограммов водяного пара и 363 килограмма пара в час расходуется для боковых потоков в боковых колоннах (разогрев).

Количество водяного пара в час, вводимое в основание колонны = $\frac{580}{24} \times 20 = 587$ кг/час.

Общее количество пара, необходимого для процесса = $587 + 363 = 950$ кг/час.

Мятый пар низкого давления перегревается для применения его при отпарке в соответствующем перегревателе до 316°C.

Колонна работает при атмосферном давлении.

2. Предварительное определение температур в колонне.

Температура в вершине колонны = температуре, при которой перегналось 75% gasoline при дистилляции по A. S. T. M. = 155°C, должна быть исправлена, принимая во внимание парциальную упругость нефтяных паров. Допустим, что на каждый килограмм готового продукта — бензина — образуется 2,4 кг флегмы.

Количество нефтяных паров, в килограммах, в час = $2,4 \times 8272 = 19850$.

Количество молей нефтяных паров в час = $19850/114 = 174$

Количество молей водяного пара в час = $930/18 = 52$

226

Парциальная упругость нефтяных паров = $174/226 \times 760 = 590$ мм.

Пользуясь диаграммой Кокса (рис. 2), находим, что температура в 155°C при 760 мм, приведенная к 590 мм = 143°C.

Температура, при которой из колонны отгоняется керосин, принята равной 204°C.

Температура, при которой из колонны отгоняется газойль, принята равной 285°C.

Температура, при которой нефтяные остатки (reduced crude) оставляют основание колонны, принята на 28°C ниже температуры эвапорационного пространства, $293 - 28 = 265^\circ\text{C}$.

3. Тепловой баланс. Если загрузка вступает из перегонного куба в колонну с таким теплосодержанием, которое достаточно для испарения получаемых дистиллатов, то охлаждение при помощи флегмы будет состоять из следующего:

а) Снятие тепла для охлаждения бензина и водяного пара до 143°C.

б) Снятие тепла для охлаждения паров керосина до 204°C и конденсации керосина.

в) Снятие тепла для охлаждения паров газойля до 285°C и конденсации газойля.

г) Охлаждение остатков до 265°C.

Это охлаждение при помощи флегмы может быть рассчитано из теплового баланса.

Таблица 25

Тепловой баланс. Основание: Температура эвапорационного пространства

Тепло, вводимое в колонну свыше 15°C		kcal в час	
Бензин + газ	8272 (143—15) (0,57)	(a) =	603 600
	8272 (61)	(b) =	505 300
	8272 (293—143) (0,56)	(c) =	695 000
Керосин	4040 (204—15) (0,57)	(a) =	435 300
	4040 (52)	(b) =	210 700
	4040 (293—204) (0,57)	(c) =	205 000
Газойль	2111 (285—15) (0,60)	(a) =	342 000
	2111 (43)	(b) =	90 200
	2111 (293—285) (0,59)	(c) =	10 000
Мазут. Остаток нефти	13257 (293—15) (0,57)	(d) =	2 100 700
Водяной пар	930 (315—15) (0,48)	(e) =	131 000
Общее количество тепла			= 5 331 800

Тепло, уносимое из колонны, выше 15°C

Бензин + газ	8272 (143—15) (0,57)	(a) =	603 600
	8272 (61)	(b) =	505 300
Керосин	4040 (204—15) (0,57)	(a) =	435 300
Газойль	2111 (285—15) (0,60)	(a) =	342 000
Остаток нефти	13257 (265—15) (0,56)	(a) =	1 800 000
Водяной пар	930 (143—15) (0,48)	(2) =	57 000
			379 400
Тепло, уносимое флегмой			152 400
Общее количество тепла			5 331 800

а) Теплосодержание жидкости выше 15°C при температуре выхода из колонны.

б) Скрытая теплота испарения жидкости при температуре, с которой она покидает колонну.

в) Теплосодержание пара, среднее между температурой эвапорационного пространства и температурой выхода из колонны.

г) Теплосодержание жидкости выше 15°C при температуре эвапорационного пространства.

е) Теплосодержание водяного пара выше 15°C (пар считается перегретым до 316°C).

ф) Теплосодержание жидкости выше 15°C при температуре выхода ее из основания колонны.

г) Теплосодержание водяного пара выше 15°C при температуре вершины колонны.

4. Расчеты, основанные на тепловом балансе.

Общее количество тепла, требующегося для нагревания 1 кг флегмы до температуры в вершине колонны и для испарения флегмы

$$(143 - 15) (0,57) + 61 = 134 \text{ kcal.}$$

Килограммов флегмы в час, перекачиваемой при 15°C =

$$= 1 532 400/134 = 11 400$$

Килограммов горячей флегмы в час = $1 532 400/61 = 25 100$

Количество молей в час горячей флегмы = $25 100/114 = 220$

Количество молей в час бензина = 73

Количество молей водяного пара в час = 293

Количество молей водяного пара в час = 52

Количество молей водяного пара в час = 345

Количество кубических метров пара, про-

ходящего в секунду под каждой тарелкой = $\frac{345 \cdot 22,4 \cdot 417}{3600 \cdot 273} = 3,25$

Приняв допустимую скорость пара в размере 0,7 м в секунду получаем:

$$\text{Площадь сечения колонны} = \frac{3,25 \cdot 0,7}{1} = 2,275 \text{ м}^2$$

$$\text{Диаметр колонны} = \sqrt{4,64 \cdot 0,765} = 2,43 \text{ м.}$$

5. Проверка принятых в тепловой баланс температур колонны.

Температура в вершине колонны:

Количество молей холодной флегмы в час = $11 400/114 = 100$

Количество молей бензина в час = 73

Количество молей бензина в час = 173

Количество молей водяного пара в час = 52

Количество молей водяного пара в час = 725

Парциальная упругость нефтяных паров $= 173,225 \times 760 = 583$ мм.
Полученное значение в 583 мм отклоняется от первоначально установленной парциальной упругости в 585 — 590 мм в пределах точности, с которой может быть сделан отсчет по обычной диаграмме упругости пара; следовательно, делать поправку на температуру не требуется.

Температура керосина при выходе:

Тепловой баланс может быть составлен для тех частей колонны, которые находятся выше выпуска керосина. Все пункты в первоначально составленном тепловом балансе останутся теми же, за исключением того, что бензин и водяной пар будут охлаждаться только до 204°C, приблизительной температуры керосина при выходе.

Количество тепла выше 15°C, уносимое головными продуктами охлажденными до 143°C

$$8272 (204 - 143) (0,52) = 262400$$

$$930 (204 - 143) (0,48) = 27230$$

Количество тепла, уносимое продуктами из части колонны, находящейся над выпуском керосина

$$= 4089030$$

Теплота для образования флегмы

$$= 1243120$$

Всего — 5332150

Количество килограммов в час горячей флегмы, стекающей до керосиновой тарелки $= \frac{1243120}{52} = 23835$.

Если применять материальный баланс с секции колонны, находящейся между эвапорационным пространством и местом выпуска керосина, то окажется, что: количество пара, поднимающегося с керосиновой тарелки = готовому продукту в виде бензина + общее количество флегмы, стекающей на керосиновую тарелку.

У керосиновой тарелки:

Погон	кг/час	Молей в час
Бензин	8 272	73
Общее количество флегмы	23 835	131
		204
Водяной пар	930	52
		256

Парциальная упругость нефтяных паров $= 204/256 \times 760 = 605$ мм.
При помощи диаграммы Кокса можно установить, что температура в 218,5°C при 760 мм (см. таблицу 22, где 218,5°C соответствует температуре дестилляции 10% керосина по А. С. Т. М.), приведенная к 605 мм = 210°C. Если эту температуру сравнить с первоначально установленной температурой в 204°C, то окажется, что эта поправка не будет существенно влиять на первоначальный тепловой баланс.

Подобным же образом может быть исправлена температура газ-ойля при выпуске. По мере накопления расчетного опыта температура может быть установлена с достаточной точностью, благодаря чему не будет надобности в составлении исправленного теплового баланса.

Обсуждение теплового баланса. Тепловой баланс, представленный в предыдущем примере, допускает, что теплосодержания нефти, поступающей из перегонного аппарата, как раз достаточно для испарения требуемых дестиллятных продуктов. Поэтому рассчитанная выше теплота флегмы представляет собой то количество калорий, которое требуется для охлаждения или для конденсации и охлаждения отдельных продуктов. Эквивалентное этой теплоте количество флегмы является минимальным для процесса. Для того, чтобы увеличить в колонне флегмовое число, необходимо повысить теплосодержание нефти, поступающей в колонну, или же ввести добавочное тепло в ее основание. С теоретической точки зрения, лучшим оказывается последний способ; однако практические трудности, встречающиеся в переносе тепла при тех высоких температурных уровнях, которые преобладают в основаниях колонны, а также необходимость в то же самое время избегать разложения находящихся там веществ делают успешное применение этого способа в большинстве случаев затруднительным.

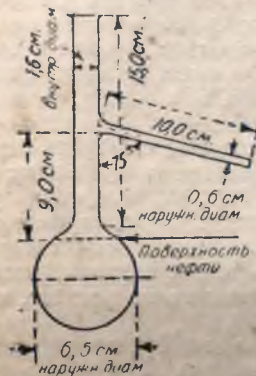


Рис. 34. Перегонная колба по А. С. Т. М.

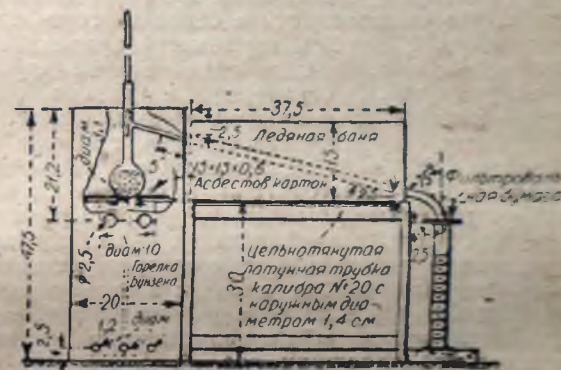


Рис. 35. Прибор для дестилляции по А. С. Т. М.

Х. ЛАБОРАТОРНАЯ ДЕСТИЛЛЯЦИЯ

Пробная дестилляция по А. С. Т. М.

Это испытание, первоначально известное как дестилляция по Энглеру, в продолжение многих лет применялось в нефтяной промышленности в форме, приближающейся к применяемой в настоящее время. Для подробного ознакомления с характеристикой прибора и техникой выполнения испытаний читатель отсылается к стандартам А. С. Т. М. 1930 г., часть II, D 86-30, стр. 491, „Стандартный метод испытания и дестилляции бензина, лигроина, керосина и подобных нефтяных продуктов“¹. Прибор показан на рис. 34 и 35. Перегонка бензина из натурального газа нормируется стандартом А. С. Т. М. D 216-30 и перегонка газойля стандартом А. С. Т. М. D 158-28.

¹ О принятых в СССР методах испытания нефтяных продуктов см. ГОСТ В. К. № 7872. „Методы испытания нефтепродуктов“, изд. Стандартиз Москва 1938 г. (переводчика).

Метод выполнения испытания применительно к газолину, нефти и керосину, цитируемый из стандартов А. S. T. M., 1930 г., часть II, заключается в следующем:

Описание прибора и проведение испытания. Охлаждающая баня для холодильника наполняется измельченным льдом и доливается таким количеством воды, чтобы трубка холодильника была полностью покрыта. Температура бани должна поддерживаться в пределах между 0° и $4,45^{\circ}\text{C}$.

Трубка холодильника должна быть вытерта для удаления жидкости, остающейся от предыдущего испытания. Для этой цели можно пользоваться куском мягкого сукна, привязанным к струне или медной проволоке.

100 мл продукта следует отмерить в градуированном 100-мл цилиндре при температуре от $12,8^{\circ}$ до $18,3^{\circ}\text{C}$ и сейчас же перенести в колбу Энглера. Необходимо следить, чтобы ни одна капля жидкости не стекла в пароотводную трубку.

Термометр, снабженный пробкой, должен плотно входить в колбу, так чтобы он находился в середине горлышка и чтобы нижний конец капиллярной трубки термометра приходился на одном уровне с внутренней стороной низа пароотводной трубки в месте ее спая с горлышком колбы. Термометр, когда его помещают в колбу, должен иметь приблизительно комнатную температуру.

Колбу, в которой находится загрузка и которая снабжена пароотводной трубкой, вставленной в трубку холодильника, помещают на подставку из асбестового картона размером в $15,24 \times 15,24$ см, имеющую отверстие диаметром 3,18 мм ($1\frac{1}{4}''$). При помощи пробки, через которую проходит пароотводная трубка, соединение может быть сделано достаточно плотным. Колбу следует установить таким образом, чтобы пароотводная трубка входила в трубку холодильника не меньше, чем на 2,54 см ($1''$) и не больше, чем на 5,08 см ($2''$).

Градуированный цилиндр, применяющийся для измерения загрузки, должен без просушки его быть помещен у выхода из трубки холодильника в таком положении, чтобы последняя входила в цилиндр по меньшей мере на 2,54 см, но не ниже деления, соответствующего 100 мл. Если температура комнаты не лежит в пределах между $12,8^{\circ}$ и $18,3^{\circ}\text{C}$, градуированный приемник должен быть погружен до деления 100 мл в прозрачную баню, температура которой поддерживается в указанных выше пределах. Во время дистилляции отверстие цилиндра должно быть плотно закрыто куском фильтровальной бумаги, которую следует вырезать таким образом, чтобы она плотно подходила к трубке холодильника, или чем-нибудь подобным.

Дистилляция. Когда все приготовлено, следует начать нагревание, которое должно производиться равномерно и так регулироваться, чтобы первая капля конденсата упала из холодильника не раньше, чем через 5 и не позже чем через 10 мин. Через 2 мин. после начала нагревания делается отчет по термометру, находящемуся в колбе, и это показание записывается как „правильная (correct) температура“. Эти цифры имеют значение лишь в тех случаях, когда возникает сомнение в точности как начальной температуры кипения, так и температур, определенных после нее. Когда из конца холодильника упадет первая капля, следует сделать отчет по термометру дистилляции, и это показание записывают как начальную темпе-

ратуру кипения. Приемный цилиндр следует при этом слегка подвинуть, так чтобы конец трубки холодильника касался стенки цилиндра. Нагревание затем должно быть так отрегулировано, чтобы дистилляция происходила с равномерной скоростью, не меньше 4 и не больше 5 мл в минуту. Объем собираемого в цилиндре дистиллата следует отмечать и записывать с точностью до 0,5 мл каждый раз, когда ртуть в термометре достигает температуры, которая является кратной 10°C (30°C , 40°C , 50°C , 60°C и т. д.). Если предпочитают обратное, то отчет по термометру дистилляции может быть сделан и записан каждый раз, когда уровень дистиллата в цилиндре увеличивается на 10 мл. В том случае, если испытанию подвергается продукт с целью установить, соответствует ли он данной характеристике или нет, должны быть сделаны и записаны все необходимые наблюдения, независимо от того, входят ли они или не входят в обычно принятый ряд испытаний, проводимых данной лабораторией.

Ни в коем случае не следует регулировать нагревание после того, как в колбе осталось приблизительно 5 мл жидкости, если время, требующееся для того, чтобы перегнать последние 5 мл дистиллата и достигнуть конца кипения, не превышает 5 минут.

Остывший остаток следует вылить из колбы в маленький цилиндр, градуированный на 0,1 мл, и измеренный объем холодной жидкости записать как объем остатка.

После этого следует подсчитать разницу между 100 мл и суммой дистиллата, собранного в градуированном цилиндре, и остатка и записать ее как потерю при дистилляции.

Точность определений. При должной осторожности и внимании к отдельным деталям испытания повторные результаты, полученные для начальной температуры кипения и для конечной, соответственно, не должны отличаться друг от друга больше, чем на $3,3^{\circ}\text{C}$.

Повторные отсчеты объемов дистиллата, собранного в цилиндре, производимые каждый раз при достижении заранее обусловленных температур, не должны отличаться друг от друга больше, чем на 2 мл. В случае, если наблюдения производятся на основе заранее установленных процентных интервалов отдельных фракций, разница в отсчете температур для каждого интервала не должна превышать величину, эквивалентную 2 мл дистиллата.

Дистилляция для определения истинных температур кипения. В течение последних лет стала широко применяться дистилляция для определения истинных температур кипения при оценке выходов различных фракций, которые могут быть получены из нефтей (Beiswenger and Child, Ind. Eng. Chem., anal. ed. 2, 284, 15 июля 1930), а также в теоретическом анализе вопросов, связанных с фракционированием нефти (Lewis and Smoley, Am. Petroleum Inst. Bull. 11, стр 73, 1930). Прибор, в котором производится эти испытания, состоит из простого перегонного куба лабораторного типа, снабженного хорошей фракционирующей колонной. Колонна работает при высоком флегмовом числе, для того чтобы обеспечить несколько возможно более совершенное фракционирование.

Представим себе смесь, состоящую, скажем, из пяти чистых компонентов, присутствующих в смеси в равных количествах. Если эта смесь подвергается дистилляции в приборе, в котором происходит достаточно полное фракционирование, и при этом производится и

прерывный отсчет температур в вершине колонны, то в том случае, когда достигается совершенно отчетливое разделение компонентов, полученная кривая зависимости температур головного пара от количества отогнанного вещества, выраженного в процентах, будет иметь вид ступенчатой кривой *A*, изображенной на рис. 36 прерывистой линией. В кривой, полученной практически со всяким прибором, ступени оказываются несколько закругленными, как показано сплошной кривой *B* на рис. 36. Полнота разделения компонентов будет тем большей, чем выше процентное содержание индивидуальных составных частей в смеси, чем шире разница в их температурах кипения и чем более совершенно фракционирование, которое определяется по флегмовому числу и по высоте колонны. Принимая во внимание эти соображения, можно установить, что дистилляция сложной смеси, представителем которой является сырая нефть или одна

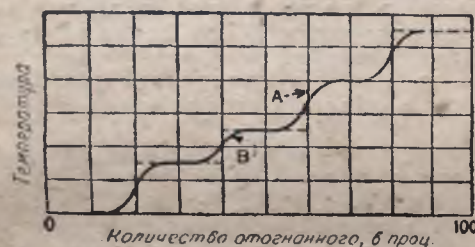


Рис. 36.

из ее фракций, дает кривую истинных температур кипения, которая в общем имеет плавный вид по всему ее протяжению, как показано на рис. 37, за исключением случаев дистилляции низкокипящих бензинов.

Сравнение кривой истинных температур кипения с результатами, полученными при дистилляции по А. С. Т. М. Если произвести сравнение кривой истинных температур кипения одной из низкокипящих фракций нефти с результатами, полученными при дистилляции той же самой фракции по А. С. Т. М., то можно обнаружить следующие расхождения между этими двумя методами:

1. „Начальная температура кипения“ по А. С. Т. М. будет выше, чем начальная, указываемая кривой истинных температур кипения.
2. Кривая дистилляции по А. С. Т. М. пересечет кривую истинных температур кипения в некоторой точке, лежащей в средней области дистилляции, т. е. наклон главной части кривой А. С. Т. М. меньше наклона кривой истинных температур кипения.
3. „Конечная температура кипения“ по А. С. Т. М. лежит ниже, чем конечная температура по кривой истинных температур кипения. Эти точки показаны на рис. 37. Расхождения эти являются следствием того, что дистилляция по А. С. Т. М. представляет собой простую дистилляцию, в которой образование флегмы происходит в очень

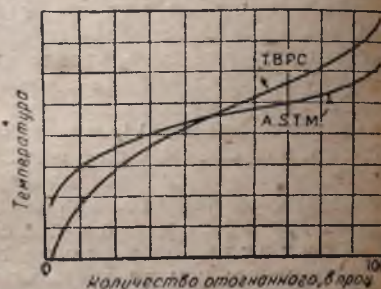


Рис. 37. Сравнение кривой истинных температур кипения с кривой дистилляции по А. С. Т. М.

малых количествах благодаря лишь потере тепла, происходящей от горюшка колбы, в то время как дистилляция для определения истинных температур кипения, протекающая при высоком флегмовом числе, сопровождается весьма эффективным фракционированием. Дистилляция по А. С. Т. М. приближается к простой дистилляции (см. стр. 675 сл.), в которой отгоняются низкокипящие составные части смеси, сопровождаемые весьма заметными количествами высококипящих компонентов.

Предположим, что какое-то количество загруженной смеси, объем которой достаточно велик по сравнению с жидкостью, задерживающейся в колонне, подвергается разделению на две фракции при помощи дистилляции при истинных температурах кипения. На рис. 38 представлены кривая, полученная при указанной дистилляции первоначального вещества, и для сравнения две кривые для соответствующих двух фракций. Эти кривые изображены на рисунке сплошными линиями. Из рассмотрения рис. 38 видно, что конечная температура низкокипящей фракции на кривой истинных температур кипения равна начальной температуре высококипящей фракции на ее кривой, т. е. здесь нет ни разрыва и ни перекрытия. Это явление будет иметь место в том случае, если все три кривые получены при испытании в одном и том же аппарате и при той же технике выполнения испытаний, в результате чего и фракционирование будет происходить в одинаково высокой степени. Дистилляция обеих фракций по А. С. Т. М. показана на рис. 38 прерывистыми линиями, которые, как видно из рисунка, обнаруживают заметный разрыв, указывающий на наличие хорошего фракционирования.

Применение дистилляции при истинных температурах кипения. В технологии нефти дистилляция при истинных температурах кипения находит следующие применения:

1. Анализ нефтей в отношении выходов технических продуктов, которые получают при переработке нефти.
2. Теоретический анализ вопросов, связанных с фракционированием нефти.

Анализ нефтей по методу истинных температур кипения описан в литературе, в которой можно получить необходимые подробные указания по этому вопросу. По существу анализ состоит в дистилляции образца нефти в количестве от 1,5 до 5 л в соответствующем перегонном кубе. Дистилляция проводится при атмосферном давлении и продолжается до того момента, когда температура в перегонной колбе доходит приблизительно до 316°C. Для того чтобы избежать могущего произойти в колбе разложения, прибор охлаждают

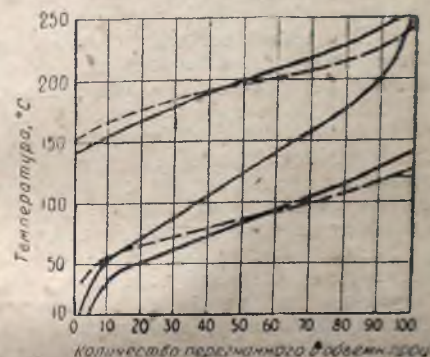


Рис. 38. Фракционирование в приборе для определения истинных температур кипения.

ется и давление понижается при помощи вакуумного насоса до подходящего небольшого остаточного давления, например до 10 мм рт. ст. Затем дистилляция продолжается до тех пор, пока температура в колбе опять не достигнет 316°C. Дистиллат собирается в отдельные фракции в таких количествах, которые должны быть достаточны для производства необходимых испытаний этих фракций, т. е. от 2 до 40% в зависимости от размера загрузки и. В результате проведенного должным образом исследования собранных фракций могут быть построены следующие кривые:

1. Количество отогнанного в процентах (при средней температуре кипения фракции) в зависимости от удельного веса фракции.

2. Количество отогнанного в процентах (при средней температуре кипения фракции) в зависимости от вязкости фракции (для фракций, температуры кипения которых лежат в области таковых для керосина).

3. Количество отогнанного в процентах (при средней температуре кипения фракции) в зависимости от вязкости фракции по Сейболту (Saybolt) для фракций смазочных масел.

4. Если остаток после дистилляции не содержит заметных количеств асфальта, можно построить кривую зависимости выхода остатка от его вязкости, пользуясь для этой цели вязкостями первоначального остатка и смесей остатков с различными головными фракциями.

Применение этих данных для установления свойств и выходов отдельных фракций производится следующим образом.

Удельный вес любой фракции приблизительно равен удельному весу средней части фракции, если кривая удельных весов не обнаруживает слишком резкой кривизны в том месте, которое соответствует среднему проценту фракции; так например, удельный вес фракции от 30 до 40% будет определен, если отсчитать по кривой (1) удельный вес, соответствующий 35% дистиллата.

Вязкость фракций смазочных масел по Сейболту определяется по вязкости в точке, соответствующей среднему проценту фракции, если только фракция взята в не слишком широких пределах, так, например, вязкость от 60 до 75%-ной фракции нефти дается вязкостью, отсчитанной по кривой (3) для 67,5%.

По кривой (4) данные отсчитываются непосредственно.

Если нефть содержит заметные количества остаточного асфальта, все более легкие вещества, содержащие цилиндрическое масло, могут быть отделены от асфальта при помощи предварительного непрерывного однократного испарения. Синтетическое сырье, представителем которого является головка, получающаяся при этом процессе однократного испарения, может быть проанализировано при помощи описанного выше в общих чертах метода истинных температур кипения.

Так как интервал температур кипения более легких продуктов определяется обычно в величинах, получаемых при дистилляции по А. С. Т. М., то применяемую в каждом отдельном случае установку для дистилляции при истинных температурах кипения необходимо калибровать с целью установить разность, которую можно предполагать между начальными и конечными температурами кипения фракции по А. С. Т. М. и температурами, отсчитываемыми при дистилляции при истинных температурах кипения. Так, например, может быть желательным установить выход бензина с конечной температурой кипения в 204°C по кривой дистилляции нефти при истинных

температурах кипения. Предшествующая калибровка может показать, что для применяемого прибора процент вещества, отогнанного до температуры в 207°C по кривой истинных температур кипения, будет составлять фракцию, конечная температура кипения которой по А. С. Т. М. будет приближаться к 204°C. Путем подобной же калибровки начальная температура кипения фракции керосина может быть установлена приблизительно в 210°C. Если "таким образом" определить в самом начале значение показаний, получаемых на установке при истинных температурах кипения, можно в значительной мере избежать противоречивых результатов испытаний, проводимых с целью анализа нефтей. Хороший прибор обычного типа для дистилляции при истинных температурах кипения, описание которого дается нами несколько ниже, производит обыкновенно более полное фракционирование, чем заводская установка. Сопоставление различных выходов и свойств, получаемых при работе с таким прибором, с такими же данными, получаемыми на заводской установке, дает заводскому работнику или проектирующему установку возможность вводить, где это необходимо, эмпирические поправки к данным истинных температур кипения, чтобы иметь возможность точно оценить работу заводской установки.

Теоретический анализ вопросов, связанных с фракционированием нефти, включая и расчет количества фракционирующих тарелок, требующихся в колонне, значительно облегчается при пользовании данными истинных температур кипения (Lewis and Soley, Am. Petroleum Inst., Bull. 11, p. 73, 1930; Lewis and Wilde, Trans. A. I. Ch. E. 1928). В указанных работах загружаемое в куб вещество рассматривается как состоящее из большого количества чистых компонентов, характеризующихся небольшими температурными интервалами по кривой истинных температур кипения. Поведение этих компонентов в верху и в низу колонны исследуется при помощи методов, изложенных на стр. 700—719, и результаты проверяются при помощи действительных данных, полученных на установке большого масштаба. Результаты показали, что эти методы расчета вполне обоснованы, когда они применяются к фракционированию нефти. Расчеты эти требуют слишком много времени, чтобы допустить их применение к каждому вопросу проекта. Решение ряда типичных вопросов и их сопоставление с действительными заводскими данными, несомненно, окажется весьма ценным при проектировании фракционирующих установок.

Прибор для дистилляции при истинных температурах кипения [Peters and Baker, Ind. Eng. Chem., 18, 69 (1926); Beiswenger and Child, Ind. Eng. Chem., anal. ed. 2, 284 (1930)]. Ниже дается описание большинства размеров и общего вида колонны для дистилляции при истинных температурах кипения, которая оказалась наиболее удобной и дающей удовлетворительные результаты.

Круглодонная колба из стекла Pyrex, емкостью в 5 л, припаяна к колонне, длина которой составляет приблизительно 120 см, а внутренний диаметр 2,5 см. Вблизи вершины колонна снабжена боковой пароотводной трубкой. Колонна может быть наполнена 6-мм стеклянными кольцами до небольшого расстояния от пароотводной трубки. Крайне важно остерегаться чрезмерно больших потерь тепла из колонны, с той целью чтобы предотвратить образование слишком обильных потоков жидкости в колонне во время дистилляции.

Это может быть достигнуто окружением большей части колонны двумя стеклянными муфтами, диаметры которых последовательно больше диаметра колонны. Кольцеобразное пространство между внутренней и внешней муфтами снабжается обмоткой из проволоки с большим сопротивлением для нагревания электрическим током; через это пространство, кроме того, продувается нагретый воздух из нагревателя, находящегося вне колонны. Образование флегмы хорошо достигается при помощи отдельной воздушной рубашки меньшего размера, окружающей верхнюю часть колонны, как раз под пароотводной трубкой. Через эту рубашку продувается воздух, в случае необходимости охлажденный, и регулировка скорости образования флегмы производится регулированием подачи воздуха. Прибор устроен таким образом, что через приемник и конечный конденсатор он может быть присоединен к вакуумному насосу, и в нем может поддерживаться высокий вакуум. При дистилляции углеводородов следует, насколько это возможно, избегать применения каучуковых соединений, а в случае необходимости, следует пользоваться толсто-стенными каучуковыми трубками вакуумного типа. Корковым пробкам следует отдавать предпочтение перед каучуковыми. Для покрытия корковых пробок и каучуковых соединений с целью предупредить утечку пара и поддержания в приборе хорошего вакуума полезно применять прозрачный нитроцеллюлозный лак. Подобного рода колонна работает с количеством флегмы на границе „захлебывания“. Описанный прибор, будучи сделан полностью из стекла, позволяет легко наблюдать за потоком флегмы. При таком

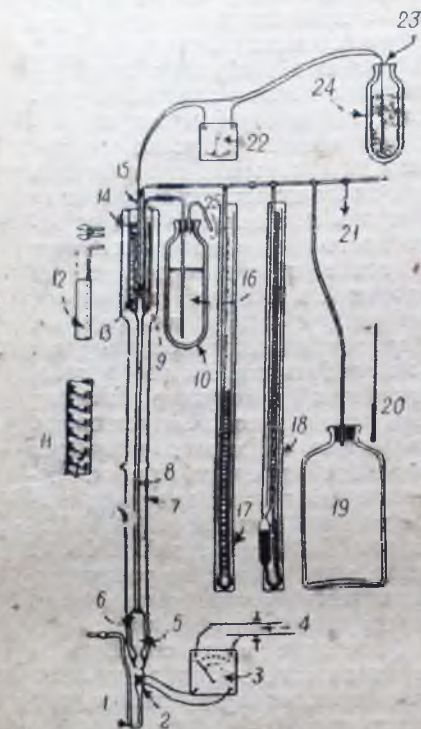


Рис. 39. Прибор Подбельняка.

1—трубка для предварительного охлаждения; 2—наружный обогрев; 3—трансформатор; 4—110 вольт; 5—перегонный шар; 6—указатель стекающих капель; 7—вакуумная рубашка; 8—колонка; 9—термopара; 10—сосуд Дюара; 11—разрез трубки в увеличенном масштабе с указанием ее заполнения проволокой № 20 и 2—3 витка на каждые 10 мм; 12—сосуд, охлаждаемый жидким воздухом; 13—флегмовая камера; 14—бензиновая баня; 15—трубка для выпуска паров; 16—жидкий воздух; 17—манометр кипятильника; 18—манометр приемника; 19—приемник (помещается в водяной бане, не показанной на рис.); 20—термометр; 21—к вакуумному насосу; 22—милливольтметр; 23—спай медно-константановой термopары; 24—сосуд Дюара; 25—воздух.

флегмообразовании можно отбирать дистиллат приблизительно по 5 см³ в минуту как при работе при атмосферном давлении, так и в вакууме.

Прибор такого рода может оказаться полезным для любой другой лабораторной работы, когда бывает необходимо достигнуть эффективного фракционирования.

Фракционирование при низких температурах. Естественный газ и газолин состоят главным образом из смесей низкокипящих насыщенных углеводородов и их изомеров, начиная от метана (CH₄) и до гептана (C₇H₁₆). В связи с тем вниманием, которое уделяют работникам нефтяной промышленности вопросам выделения и фракционирования этих углеводородов, в последние годы стала ощущаться острая необходимость в практическом и точном методе анализа подобных смесей. Несмотря на то, что в литературе встречается много сведений на фракционированную дистилляцию низкокипящих смесей, наиболее широко распространенное применение для указанных целей наша различная формы прибора, разработанного и описанного Подбельняком [Podbielniak, Ind. Eng. Chem., anal. ed., 3, 2, 177 (15 апреля 1931)].

Прибор Подбельняка состоит из хорошо изолированной фракционирующей колонны, в которой конденсация низкокипящих составных частей для образования флегмы совершается с помощью жидкого воздуха или какого-нибудь другого охлаждающего вещества. Дистиллат собирается и измеряется в парообразном состоянии под пониженным давлением. На рис. 39 показан один из видов этого прибора.

ОТДЕЛ ДЕВЯТЫЙ

АДСОРБЦИЯ

СОСТАВЛЕН К. Л. МАНТЕЛЬ (C. L. MANTELL)

ПЕРЕВОД С. И. КАПЛАН

ПОД РЕДАКЦИЕЙ проф. В. А. КИРЕЕВА

СОДЕРЖАНИЕ

I. Применение адсорбции . . .	Стр. 759	Устранение запахов . . .	Стр. 806
II. Промышленные адсорбенты		Очистка CO_2	806
Фуллерова земля	767	Противогазы	807
Фильтровальные установ-		Угли для адсорбции металлов	808
ки	777	Медицинские угли	809
Регенерация фуллеровой		Оксид алюминия	810
земли. Три типа печей	781	Силикагель	—
Глины, обработанные ки-		Адсорбция в жидкой фазе	814
слотой	783	Очистка CO_2	—
Костяной уголь	785	Осушка	—
Обесцвечивающие угли	789	Кондиционирование воздуха	820
Применение обесцвечи-		Охлаждение	824
вающих углей	797	Очистка нефти	—
Очистка воды	805	Катализ	—
Угли для адсорбции газов	806	Различные применения	—
Извлечение бензина из			
природного газа	813		

1. ПРИМЕНЕНИЕ АДСОРБЦИИ

Адсорбция как дополнение к основным процессам. Применение адсорбции в промышленности обычно имеет место как дополнение к различного рода основным процессам, действие которых становится недостаточным при работе с малыми концентрациями веществ. Это может иметь место при работе как с газообразными, так и с жидкими смесями или растворами.

Обработка жидкостей является в этом случае средством поддержания их состава в некоторых заданных пределах. Для получения конечного продукта удовлетворительной чистоты данное сырье подвергается обработке в различной степени. Каждая стадия обработки изменяет состав в сторону повышения концентрации вещества или веществ, желательных в конечном продукте, и понижения концентрации в нем нежелательных составных частей.

Следует отметить, что эти изменения в концентрации всегда включают в себя некоторый элемент разделения. В применении к жидкостям различные способы, которыми производится разделение, могут быть грубо разделены на два класса, а именно: химические и физические (или механические способы). Химические методы чаще применяются в тех случаях, когда вещество, подлежащее выделению, или представляет собой соединение известного и определенного состава, находящееся в истинном растворе, или же диспергировано в коллоидном состоянии.

Если же вещество находится в какой-либо иной степени дисперсности, то для разделения применяются физические или механические методы. Химическая обработка служит средством для приведения вещества в такое состояние, в котором оно могло бы быть отделено с помощью соответствующих механических операций; следовательно этот вид обработки является обычно подготовительной ступенью к дальнейшей обработке.

Из химических методов наиболее часто применяются следующие:

1. Осаждение при помощи такой реакции, в результате которой подлежащее отделению вещество переводится в нерастворимое состояние.
2. Выделение в виде газа при помощи реакции, в результате которой образуется газообразный продукт.
3. Осаждение коллоидов или суспензий путем прибавления соответствующего коагулирующего реагента.

К физическим или механическим методам разделения относятся следующие:

1. Отделение суспендированных твердых частиц от жидкостей: фильтрование, отстаивание, центрифугирование.
2. Разделение смешивающихся жидкостей, обладающих различными температурами кипения: дистилляция, экстракция.
3. Разделение несмешивающихся жидкостей различного удельного веса: центрифугирование, отстаивание.
4. Отделение растворенных твердых веществ от жидкостей: выпаривание, сопровождающееся кристаллизацией.

Применение каждого из этих методов имеет определенные ограничения при небольших концентрациях отделяемых веществ, обычно рассматриваемых в этом случае как загрязнения.

Химические методы сами по себе являются удовлетворительными во всех тех случаях, когда проводимую реакцию оказывается экономически целесообразным довести до конца. Более часто однако в жидкости остается значительное количество одного или нескольких реагентов, что заметно понижает качество продукта. Дальнейшая же очистка его с применением химических процессов может вызывать необходимость в таких больших расходах, которые не соответствовали бы получаемым результатам. Особенно часто эти трудности встречаются при работе с органическими веществами.

Известно много примеров, когда химическое воздействие на растворенные в жидкостях продукты является недостаточно полным для того, чтобы достигнуть желаемых результатов. В подобных случаях вместо более полного завершения реакции экономически оказывается более целесообразным отделение оставшейся части загрязняющих веществ путем адсорбции. Некоторые примеси органического происхождения вследствие их сложности и разнообразного строения часто не поддаются такой химической обработке, которая обеспечила бы удаление вызываемой ими нежелательной окраски, вкуса или запаха. Однако нередко они могут быть удалены с помощью адсорбента.

Химические реагенты, применяемые для осаждения из органических жидкостей или растворов веществ, находящихся в коллоидальном состоянии, часто оказываются недостаточными для полного их удаления. Действие этих реагентов не может быть рассматриваемо как чисто химическое; оно протекает не стехиометрически. Эти реакции зависят от строго определенных условий температуры, pH и т. д., и не поддающиеся контролю небольшие отклонения от этих условий во многих случаях изменяют состояние равновесия в направлении, противоположном желательному.

Фильтрация, осаждение и центрифугирование, применяемые для удаления нерастворенных твердых частиц из жидкостей, оказываются эффективными лишь в тех случаях, когда частицы обладают достаточными размерами. Полнота разделения определяется диаметром пор в фильтрующем материале. Коллоиды и многие, особенно мелкие, суспензии не могут быть с достаточной легкостью отфильтрованы, осаждены или отфугованы. Кроме того и скорость истечения данной жидкости является прямой функцией от проницаемости или пористости фильтрующей среды и следовательно отделение частиц, находящихся в чрезвычайно мелко дисперсном состоянии, может быть достигнуто лишь путем увеличения соответствующей емкости оборудования.

Применение адсорбентов для отделения твердых примесей на поверхности частиц адсорбента облегчает фильтрацию и повышает его эффективность. В комбинации с фильтрами твердые адсорбенты делают более легким фильтрование жидкостей, содержащих аморфные частицы в очень мелко раздробленном состоянии.

Дистилляция жидкостей

Если температуры кипения каких-нибудь составных частей смеси не являются почти одинаковыми, то в большинстве случаев при повторной дистилляции будет происходить разделение компонентов. Однако,

последние следы примесей удалить в этом случае чрезвычайно трудно. Это относится в особенности к таким жидкостям, как и смеси которых заметно ухудшаются от присутствия очень малых количеств другой жидкости. Обработкой такого дистиллята изобавиться от примесей возможно бывает легко достигнуть удаления примесей, получающих при этом бесцветный продукт, обладающий удовлетворительным вкусом и запахом.

В других случаях самое применение дистилляции для выделения загрязняющего вещества является нецелесообразным вследствие того, что температура кипения его лежит в интервале между температурами кипения основных компонентов смеси. И в этом случае применение адсорбентов часто дает возможность успешно решить эту задачу.

Для разделения стабильных эмульсий при помощи отстаивания требуется значительное количество времени, в особенности когда диспергированная фаза присутствует в небольшой концентрации. Центрифугирование же является лишь в том случае достаточно эффективным методом разделения эмульсий, когда диспергированная фаза не слишком мелко раздроблена и когда между обложкой фазы имеется заметная разница в удельных весах. При других же условиях разделение будет неполным. Однако если отношение диспергированной фазы к дисперсной среде не слишком велико, то для разделения эмульсий с успехом могут быть использованы адсорбенты, и многие примеси, диспергированные в виде эмульсий, которые не осаживаются или не отделяются центрифугированием, могут быть удалены путем адсорбции.

Растворимые кристаллические вещества могут быть очищены до любой желаемой степени чистоты растворением их в соответствующем растворителе с последующим выпариванием и перекристаллизацией, повторяемой несколько раз; однако эта процедура стоит дорого, требует много времени и выхода при этом получается небольшие. Повидимому одним из наиболее эффективных применений адсорбентов является как раз их действие на растворы веществ, которые подлежат кристаллизации. Это относится к веществам органическим и неорганическим, и сам раствор может быть как водный, так и какой-либо иной. Чистота кристаллов является функцией чистоты раствора. Если в растворе присутствуют окрашивающие вещества, то весьма часто наблюдается тенденция к поглощению их кристаллами при их выпадении. Вследствие этого кристаллы часто получаются окрашенными, в то время как продукт необходимо получить бесцветным. Обработка раствора перед кристаллизацией адсорбентами повышает чистоту раствора, удаляет окрашивающие примеси и в результате дает кристаллы высокой чистоты. Посторонние примеси, присутствующие в растворе, во многих случаях оказывают влияние также и на форму и размер получающихся кристаллов. Они неблагоприятно влияют на легкость, с которой кристаллы выпадают из маточного раствора, и кроме того они замедляют последующую сушку кристаллов. Внешний вид конечного продукта при этом нередко ухудшается. От подобных загрязнений можно избавиться при помощи соответствующих адсорбентов. Последнее, но не менее важное обстоятельство, заключается в том, что вследствие присутствия в растворе загрязнений выход готового продукта нередко сильно понижается. Присутствуя в растворе даже

в весьма небольшой концентрации, примеси эти могут до известной степени задерживать кристаллизацию. Применение же адсорбентов для удаления примесей, оказывающих вредное влияние на процесс кристаллизации, повышает выход продукта.

Таким образом, очевидно, что все упомянутые выше процессы обладают своими недостатками в отношении извлечения и удаления веществ, находящихся в жидкостях в небольших концентрациях. Подобные же условия существуют и при обработке газов, где химические и механические методы часто неэффективны и нередко могут быть совершенно заменены адсорбционными процессами.

Теория адсорбции¹. Явлению адсорбции трудно дать точное определение. В некоторых случаях адсорбция совершенно подобна химической реакции, однако в других случаях этот процесс весьма сильно отличается от химической реакции. Адсорбция часто имеет место там, где едва ли можно ожидать какую-либо химическую реакцию. Так, никогда не было обнаружено, чтобы химические соединения содержали такие редкие газы, как гелий и аргон², однако они несомненно адсорбируются древесным углем. Подобным же образом оказалось, что инертные вещества адсорбируются благородными металлами, например платиной и палладием. Для объяснения явления адсорбции были выдвинуты в разное время различные теории. Для того чтобы представить себе характер сил, вызывающих адсорбцию, можно допустить, что на поверхности адсорбента часть валентностей, связывающих атомы химического соединения между собой, остается свободной, в форме парциальных, или вторичных валентностей. Адсорбция может происходить благодаря действию этих парциальных валентностей. Сведберг (Svedberg „Colloid Chemistry“, 2 изд., стр. 204, Chemical Cat. Co., New York 1928) полагает, что подобное представление могло бы дать возможность делать различие между химическими и адсорбционными соединениями и что в будущем, когда мы будем в состоянии рассчитывать силы, действующие в атоме между электроном и положительным ядром, различие между химическими соединениями и адсорбционными соединениями вероятно станет менее заметным, чем в настоящее время. Сведберг выражает надежду, что расчет сил, действующих между молекулами, электронами и атомами, даст возможность объяснить все физические и хи-

мические явления. Если все эти силы являются по своей природе электрическими, то силы, которые в настоящее время рассматриваются как первичные и вторичные валентности, должны быть того же рода, но различающимися по величине.

Изучая соотношение между количеством адсорбированного вещества и его концентрацией в растворе и нанося на одну из осей координат количество вещества, извлеченного из раствора, или количества адсорбированного поверхностью твердого адсорбента, а на другую ось — концентрацию вещества в растворе, мы получаем кривые, вогнутые к оси концентраций (рис. 1). Эту закономерность Фрейндлих (Freundlich „Kapillarchemie“, стр. 232, Akademische Verlag-Gesellschaft, 1922) выражает показательным уравнением:

$$x = kc^n,$$

где x — количество вещества, адсорбированного 1 г адсорбента, c — концентрация вещества в растворе, а k и n — две постоянные. Для случая адсорбции, например, уксусной кислоты древесным углем, это соотношение принимает вид

$$x = 2,606 c^{0,425}.$$

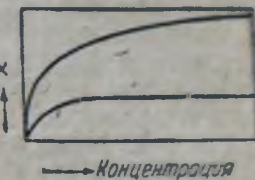


Рис. 1. Кривые адсорбции.

Шмидт [Schmidt, Z. phys. Chem., 74, 689 (1910)] и Марк [Marc, Z. phys. Chem. 75, 710 (1911)] нашли, что величина x в выражении Фрейндлиха достигает предельного значения при некоторой высокой концентрации. Шмидт предложил формулу $dx/dc = k(s - x)$, выражающую зависимость между c и x и объясняющую причину этого насыщения. В этой формуле s выражает насыщение или, точнее, количество адсорбированного вещества при насыщении. Изменение количества адсорбированного вещества с изменением концентрации согласно этому уравнению пропорционально расстоянию до точки насыщения. Однако вскоре выяснилось, что эта формула не всегда соответствует результатам экспериментальных определений. Поэтому пришлось допустить, что k в действительности не является постоянной, но зависит от количества адсорбированного вещества. Аррениус [Arrhenius, Meddel. Vetenskapsakad. Nobelinst. (Stocholm), vol. 2, № 7 (1911)] сделал допущение, что k в формуле Шмидта обратно пропорционально количеству адсорбированного вещества и предложил следующую формулу:

$$\frac{dx}{dc} = \frac{k_1(s - x)}{x}.$$

Однако Шмидт [Schmidt, Z. phys. Chem., 77, 644 (1911); 78, 667 (1912)] показал, что и эта формула не отвечает экспериментальным данным, и вывел более сложное уравнение для зависимости между k и x :

$$\frac{A(s - x)}{xe^s} = kcs,$$

которое хорошо совпадает с экспериментальными данными и в котором e — основание натуральных логарифмов и A — константа. Это уравнение найдено чисто эмпирическим путем.

¹ Приводимое автором этой главы изложение теории адсорбции, механизма получения активированных углей и процессов адсорбции на них и ряд положений, высказываемых им в разных местах, отличаются с нашей точки зрения некоторой односторонностью и не всегда достаточно точны. К сожалению, некоторые из них не поддаются исправлению без коренной переработки материала. Для более близкого знакомства с этими вопросами из литературы на русском языке можно указать:

О. Блюм и Штарк (O. Blum и Stark), Адсорбция (перев. с нем., Л. 1933). Книга посвящена целиком адсорбции газов.

Мак-Бейн (McBain), Адсорбция газов твердыми телами (перев. с англ., М. 1935). Труды IX Физико-химической конференции, посвященной вопросам адсорбции, опубликованные в Журнале физической химии, вып. 2—3 (1934).

Ф. Кржаль (F. Kržal), Исследование и оценка технических адсорбционных веществ (перев. с нем., Харьков 1933).

М. М. Дубинин, Физико-химические основы сорбционной техники, изд. 2, М. 1935.

Н. П. Песков, Физико-химические основы коллоидной науки, изд. 2, М.—Л. 1934, гл. 5. *Прим. ред.*

² Это утверждение не совсем правильно, так как существование гидратов аргона можно считать в настоящее время повидимому установленным. *Прим. ред.*

Гиббс (Gibbs, Scientific Papers, vol. 1, p. 219, Longmans 1906) сделал попытку термодинамическим путем дать теоретическое обоснование явлению адсорбции и вывел уравнение:

$$x = - \frac{cd\sigma}{RTdc},$$

где σ — поверхностное натяжение,

c — концентрация адсорбируемого вещества в газовой фазе или в растворе,

x — количество вещества, адсорбируемое единицей поверхности адсорбента,

R — газовая постоянная,

T — абсолютная температура.

Из этого уравнения следует, что если поверхностное натяжение падает с повышением концентрации, то имеет место положительная адсорбция. Однако поскольку мы ничего не знаем о величине поверхностного натяжения на поверхности раздела между твердым телом и жидкостью, т. е. именно в том случае, который большей частью имеет место на практике, то мы не имеем возможности применять в этом случае уравнение Гиббса.

Лэнгмюр [Langmuir, J. Amer. Chem. Soc. 38, 2267 (1916); 39, 1883 (1917); 40, 1361 (1918); ср. Duchman, „High Vacuum“ p. 205 (1922)], предложил теорию, которая основана на допущении, что силы, действующие при адсорбции, подобны по своему характеру силам, обуславливающим существование химических соединений. Лэнгмюр сделал допущение, что на поверхности кристалла существуют „элементарные площадки“ или точки с остаточной валентностью. Силы, вызывающие адсорбцию, локализованы в этих точках, и явление адсорбции состоит в прикреплении адсорбированных атомов к этим элементарным площадкам на определенное время. Лэнгмюр предполагает, что такая элементарная площадка или точка с остаточной валентностью обычно может удержать только один атом или одну молекулу, и следовательно толщина адсорбированного слоя не может превышать диаметра одной молекулы. Из этого следует, что силы, действующие между атомами поверхности адсорбента и атомами адсорбируемого вещества, весьма быстро уменьшаются с увеличением расстояния между ними. Пользуясь предположением, что при равновесии скорость адсорбции и скорость десорбции становятся равными между собой, Лэнгмюр вывел уравнение, выражающее соотношение между концентрацией вещества в растворе и количеством адсорбированного вещества. В случае газов соответствующее равенство существует между скоростью конденсации на поверхности и скоростью испарения.

В начальной стадии адсорбционного процесса, когда только некоторая доля поверхности, θ , покрылась адсорбированным веществом, скорость адсорбции должна быть пропорциональна величине $(1-\theta)$. Эта скорость должна быть пропорциональна количеству μ атомов или молекул, которые приходят в соприкосновение с поверхностью адсорбента, а также дроби a , показывающей, какая доля ударяющихся о поверхность молекул действительно пристает к ней. Таким образом эта скорость должна быть пропорциональна величине $ap(1-\theta)$. Эта скорость должна быть равна скорости испарения. Обозначая через γ число молекул, испаряющихся в единицу времени с единицы поверхности

получаем для скорости испарения с такой поверхности выражение γ . При равновесии $ap(1-\theta) = \gamma$, или

$$\theta = \frac{ap}{\gamma + ap}.$$

Лэнгмюр ввел другую постоянную $\gamma = \frac{\mu}{\gamma}$, дающую соотношение между

долей молекул, действительно пристающих к поверхности адсорбента, и общим количеством молекул, ударяющихся о поверхность в единицу времени. Эта величина характеризует собой среднюю продолжительность пребывания молекулы на поверхности адсорбента. Вводя эту постоянную в приведенное выше соотношение, Лэнгмюр получил уравнение:

$$\theta = \frac{Tp}{1 + Tp}.$$

Если количество адсорбированного вещества, выраженное в молях, равно M , тогда

$$M = \theta \frac{N_0}{N},$$

где N_0 — количество элементарных площадок на единице поверхности, N — число Авогадро.

В результате уравнение принимает вид

$$M = \frac{N_0}{N} \frac{Tp}{1 + Tp}.$$

Переходя, наконец, к величинам, практически измеряемым в опыте, и вводя в уравнение вместо μ — давление p газа в газовой фазе, которое при невысоких давлениях следует принять пропорциональным μ , можно придать уравнению следующий вид:

$$x = \frac{abp}{1 + ap},$$

где x — масса вещества, адсорбированная единицей поверхности, a и b — постоянные.

Лэнгмюр произвел экспериментальную проверку своей теории на целом ряде опытов, в которых производилось измерение адсорбции газов на плоских поверхностях слюды, стекла и платины при сравнительно низких давлениях. В этих опытах он действительно получал лучшее совпадение наблюдаемых и рассчитанных величин при пользовании своей формулой, чем при пользовании формулой Фрейндлиха.

Однако при более высоких давлениях экспериментальные данные не так хорошо согласуются с уравнением Лэнгмюра.

Карвер [Carver, J. Amer. Chem. Soc. 45, 63 (1923)], изучая адсорбцию паров толуола на плоских стеклянных поверхностях, установил, что толщина адсорбированного слоя не превышает одной молекулы. Когда были получены экспериментальные данные, указывающие на наличие адсорбированных слоев с толщиной, большей одной молекулы, было высказано предположение, что адсорбирующая поверхность является не вполне гладкой и что неровности ее могут значительно увеличить действительную поверхность. Другие данные, каса-

щиеся толщиной адсорбированного слоя, приводятся в работах Панета [Paneth, Z. phys. Chem. **101**, 480 (1922)], Густавера [Gustaver, Kolloidchem. Beihefte **15**, 185 (1922)] и ряда других авторов.

Эйкен [Eucken, Ber., **16**, 345 (1914)] и Поланьи [Polanyi, Ber. **16**, 1012 (1914); **18**, 55 (1916); Z. Elektrochem. **26**, 370 (1920)] выдвинули другую теорию адсорбции, которая в противоположность теории Лэнгмюра основана на предположении, что адсорбированный слой состоит не из мономолекулярного слоя, а представляет собой полимолекулярный слой, плотность которого непрерывно меняется при удалении от адсорбирующей поверхности в глубь свободной жидкости или газа. Для каждой точки этого слоя можно найти величину так называемого адсорбционного потенциала, под которым понимают то количество работы, которое необходимо совершить для перемещения единицы массы адсорбированного вещества от данной точки в бесконечность.

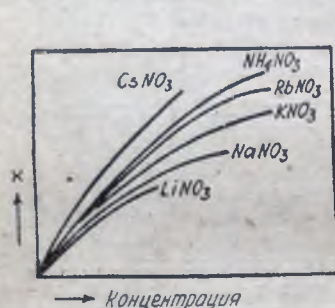


Рис. 2. Кривые адсорбции для различных катионов.

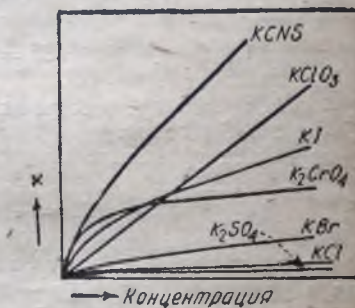


Рис. 3. Кривые адсорбции для различных анионов.

С помощью понятия адсорбционного потенциала и уравнения Ван-дер-Ваальса (или — в случае очень низких давлений — простого уравнения Бойля) были выведены соответствующие новые соотношения. С помощью этой теории Поланьи удалось объяснить явление адсорбции газов. Вообще говоря, теория Лэнгмюра дает более определенную формулу, чем теория Эйкена и Поланьи, и значительно легче поддается экспериментальной проверке.

Электролиты адсорбируются из раствора в столь незначительных количествах, что точное измерение адсорбции связано с большими трудностями. Осака [Osaka, Mem. Coll. Sci., Kyoto Imp. Univ., vol. I, No 6 (1915)] и Одэн [Odén и Andersson, J. phys. Chem. **25**, 385 (1921)] показали, что в величине адсорбции различных солей и ионов существует определенная разница, которая, несмотря на небольшую величину, является вполне измеримой¹. На рис. 2 представлены кри-

¹ Приводимые составителем этой главы данные по адсорбции электролитов являются неполными. По этому вопросу рекомендуется также следующая литература: Freundlich, Kolloidchemie, B. I, Kap. IV, Leipzig, 1930, а также М. М. Дубинин, Физико-химические основы адсорбционной техники, гл. IV, ОНТИ, Москва 1935 (см. также прим. 1 на стр. 762) Прим. ред.

вые адсорбции ионов щелочных металлов, на рис. 3 — кривые адсорбции различных анионов, а в табл. I приведены результаты, полученные различными исследователями при изучении адсорбции различных анионов и катионов.

Таблица I
Порядок адсорбции ионов

Анионы			Катионы	
1	2	3	4	5
OH CNS J	OH CNS J	J	H Al	
ClO ₃ NO ₂	NO ₂	NO ₂	Cu Zn	
CrO ₄ Br	Br	Br	Mg Ca	
Cl	Cl	Cl		Cs
	HPO ₄		NH ₄	NH ₄
SO ₄	SO ₄	SO ₄	Rb	
			K	K
			Na	Na
			Li	

1. Odén и Langelius, J. phys. Chem. **25**, 385 (1921).
2. Rona и Michaelis, Biochem. Z. **94**, 240 (1919).
3. Osaka, Mem. Coll. Sci., Kyoto Imp. Univ. **1**, 257 (1915).
4. Rona и Michaelis, loc. cit.
5. Odén и Andersson, J. phys. Chem. **25**, 311 (1921).

II. ПРОМЫШЛЕННЫЕ АДсорбЕНТЫ

Твердые адсорбенты, имеющие промышленное значение, располагаются в отношении их применимости в следующем порядке:

1. Фуллерова земля и адсорбирующие глины, применяются большей частью в нефтяной промышленности и, в меньшей степени, для очистки растительного масла.

2. Костяной уголь, применяется почти исключительно для рафинирования сахара.

3. Обесцвечивающие угли, применяются обычно для обесцвечивания различных жидкостей и растворов.

4. Угли для адсорбции газов, употребляются для очистки газов.
5. Силикагель, употребляется для сушки, охлаждения и других процессов.
6. Глинозем и активированный боксит.
7. Медицинские угли, обладающие специальными свойствами.
8. Угли для адсорбции металлов, предназначенные для извлечения металлов из их растворов.

Свойства, характеристики и условия промышленного применения этих адсорбентов рассматриваются ниже в отношении каждого вида адсорбента в отдельности. Различные по своей природе адсорбенты лишь в очень ограниченном числе случаев конкурируют друг с другом, так как каждый из них обладает специфическими свойствами и способностью адсорбировать определенные вещества и имеет свои особые области применения. Эти адсорбенты чаще дополняют друг друга, чем конкурируют между собой, и каждый из них выполняет ту часть работы, для которой он больше всего подходит.

Применение адсорбентов в промышленности осуществляется двумя методами, называемыми методом фильтрования через слой (percolation) и методом перемешивания (contact filtration).

Таблица А
Промышленное применение адсорбентов

Адсорбент	Применение в промышленности	Приблизительная цена за 1 т (в долл.)
Фуллерова земля	Очистка нефтяных и растительных масел	6—16
Глины, обработанные кислотой	Очистка нефтяных и растительных масел	50—80
Костяной уголь	Рафинирование сахара	80—120
Обесвечивающие угли	Рафинирование сахара; очистка растительных масел; обесвечивание различных неорганических и органических веществ; очистка воды; очистка пищевых продуктов	120—250
Уголь для адсорбции газов	Рекуперация летучих растворителей; извлечение бензина из природного газа; удаление промышленных запахов; очистка углекислоты и других промышленных газов; противогазы	800—1600
Угли для адсорбции металлов	Извлечение благородных металлов	80—150
Медицинские угли	Антисептическое действие против бактерий и противовирусное против токсических ядов; добавка к животным кормам	2000—5000
Оксид алюминия и боксит	Сушка воздуха	
Силикагель	Сушка и очистка воздуха и промышленных газов; кондиционирование воздуха; охлаждение; очистка нефтяных дистиллятов; противогазы	

В методе фильтрования через слой адсорбент находится в покоящемся слое, а подвергаемая обработке жидкость или раствор про-

текают через него или над ним. Применяемый в этом методе адсорбент обычно имеет зернистую форму и должен обладать определенными механическими и физическими свойствами для сохранения своей формы и удержания зерен на одном месте. В методе перемешивания мелко-раздробленный адсорбент хорошо перемешивается с жидкостью или раствором, подвергаемым обработке. После этого адсорбент удаляется из обрабатываемой жидкости путем фильтрования ее или центрифугированным методом отстаивания и фильтрования. В качестве примера применения „отбеливания“ или обработки фильтрованием через слой можно привести процесс рафинирования сахара костяным углем или обработку нефтяных масел гранулированной фуллеровой землей в вертикальных колоннах.

Примеры применения метода перемешивания можно найти в процессах рафинирования сахара по методам Suchar и Norit, или в обычном методе применения тонко измельченных обесвечивающих углей, или наконец в соответствующих методах, применяемых при обработке смазочных масел, при осветлении и фильтровании различных сортов нефти при помощи мелкоизмельченной земли или обработанных кислотой глин. Как типы оборудования, так и операции, применяемые в методе фильтрования через слой, остаются совершенно такими же, применяется ли он для очистки сахара, нефтяных масел или органических растворителей; то же самое можно сказать относительно метода перемешивания — применяется ли он к неорганическим жидкостям, растворам неорганических солей, глицерину, нефтяным маслам, сахару или различным другим продуктам.

Фуллерова земля

Из различных адсорбентов в наибольшем количестве применяется фуллерова земля. Землей наивысшего качества считается земля из Флориды. Материал, изготавливаемый и продаваемый под названием „флоридин“, является, пожалуй, одной из лучших марок этой земли и применяется в качестве стандарта в большинстве работ по адсорбции, встречающихся в литературе¹.

Фуллерова земля получается в виде глины, которая во влажном состоянии бывает обычно полупластичной, в сухом же подобна камню. При добытии фуллерова земля содержит от 40 до 60% свободной влаги. Характерной особенностью земли из Флориды является ее слоистое строение, которое, по всей вероятности, объясняется ее морским происхождением.

После добычи земля подвергается сушке во вращающихся печах до удаления почти всей свободной и большей части связанной влаги и затем размалывается на вальцовых мельницах и рассеивается на ситах на различные промышленные сорта, соответствующие приблизительно 16—30, 30—60, 60—100, 100 и 200 меш.² Данные химического анализа различных сортов земель приводятся в табл. 2. Фуллерова земля, будучи продуктом сильно гигроскопичным, легко поглощает и отдает влагу, вследствие чего содержание свободной влаги в земле сильно колеблется. В земле, поступающей с мельниц,

¹ В пашей промышленности флоридин в настоящее время с успехом заменяется некоторыми сортами кавказских глин. Прим. ред.

² Число меш есть число отверстий в линейном дюйме сита. Прим. ред.

содержание свободной влаги составляет в среднем от 6 до 8%, 1 м³ свободно насыпанной земли весит приблизительно от 450 до 560 кг.

Фуллерова земля применяется для отбеливания, осветления или нейтрализации (иногда также и для одновременного обесцвечивания и нейтрализации) минеральных и растительных масел, жиров и смазочных масел. Из большого количества различных нефтяных продуктов, обрабатываемых таким образом, здесь можно назвать брейт-стоки, цилиндрическое масло, нейтральное и веретенное масла, трансформаторное и кабельное масла, петролатум, керосин, бензин, очищенные масла и парафин. Смазочное масло, которое обрабатывалось серной кислотой, часто подвергают обработке фуллеровой землей для нейтрализации его, обесцвечивания и улучшения его в отношении образования нежелательных устойчивых эмульсий. Весьма важно применение фуллеровой земли в паровом крекинге бензина, при котором она позволяет устранить обработку кислотой и последующие процессы нейтрализации и повторной дестилляции. При этом получается бесцветный, как вода, продукт, свободный от смолистых веществ и сохраняющий большую часть своих антидетонирующих свойств.

Кауфман [Kaufman, Chem. Met. Eng. 30, 153 (1924)] считает, что адсорбенты применяются вообще с целью сделать подвергающиеся обработке нефтяные продукты более ценными путем улучшения их качества. В частности, адсорбенты обесцвечивают масла путем отделения взвешенных в них твердых частиц, коллоидальных и растворенных примесей, как например мелких частичек кокса, мелкоизмельченного и коллоидального угля, сложных смолистых веществ с высоким молекулярным весом, растворенных красящих веществ, а также и следов суспендированных щелочей, кислоты или влаги.

Парафины до известной степени также могут быть извлечены некоторыми адсорбентами, и на этом явлении основаны некоторые процессы, которые в настоящее время находятся в стадии разработки. Извлечение парафинов имеет особенно важное значение в производстве смазочных масел, где ценность конечного продукта повышается при этом вследствие увеличения устойчивости масел в отношении холода, т. е. понижения той предельной температуры, при которой масло еще будет течь. При очистке бензина, керосина и других легких фракций нефти адсорбенты применяются главным образом в тех случаях, когда необходимо либо улучшить цвет этих продуктов, либо удалить нежелательные сернистые соединения, которые заметно ухудшают качество их и этим уменьшают область их применения. Обработка легких фракций масел высокосортной мелкоизмельченной глиной практикуется в широких размерах нефтеочистительными заводами в Калифорнии и — в более ограниченном масштабе — в других местах. Для этих целей в особенности пригодна глина, обработанная кислотой. Фильтрация через фуллерову землю является процессом, часто применяемым при производстве удовлетворяющих требованиям потребителя легких соляровых масел, медленно горящих масел (long-time burning oils) и других масел подобного типа.

Среди животных жиров, подвергаемых обработке фуллеровой землей, находятся например сало для изготовления свечей, мыла и пр., свиное сало, жир костяной, китовый, рыбий, тресковый, тюлений, костяное масло и т. п. Из растительных масел обработке фуллеровой землей подвергаются: льняное масло, хлопковое, сурепное, кокосовое, кукурузное, пальмовое, кунжутное и маковое масла, масло земляного ореха, деревянные масла, терпентин, оливковое масло, подсолнечное масло, горчичное масло, касторовое масло и другие.

Цены на фуллерову землю с рудников (свободную от пошлины и груженую в вагоны) в США в 1933 г. стояли в пределах от 8 долларов за тонну крупностью в 100 меши до 16 долларов за тонну крупностью в 30 — 60 меши.

Из 330 тыс. тонн фуллеровой земли, добытой в США в 1930 г., 97,1% было использовано для обработки минеральных масел, 2,5% —

для растительных масел и животных жиров и 0,4% — для различных других целей („Mineral Resources of the United States, 1930, т. II, стр. 70).

Некоторые сорта фуллеровой земли обладают способностью выдерживать повторное прокаливание или обжиг, производимые в целях ее регенерации, и при этом сохраняют высокую степень эффективности.

В практике очистительных установок при фильтровании через нее обычно применяют крупнозернистые сорта земли (16—30, 30—60 или 60—100 меши), пользуясь ими от 3 до 20 раз и больше в зависимости от потребности каждого отдельного завода и от эффективности обжига и процесса регенерации.

Таблица 2

Состав некоторых образцов глин ¹. (Содержание различных составных частей в весовых процентах)

Составные части	A	B	C	D	E	F	G	H
SiO ₂	72,95	58,10	58,72	57,95	58,04	47,98	59,33	54,53
Al ₂ O ₃	12,65	15,43	16,01	1,57	15,81	15,38	9,53	11,57
Fe ₂ O ₃	3,56	4,95	2,12	0,85	3,10	2,57	1,70	...
FeO	0,47	0,30	3,32
MgO	0,57	2,44	3,30	19,71	4,12	4,24	3,20	6,29
CaO	1,00	1,75	1,05	4,17	1,19	2,25	1,13	3,96
Na ₂ O	0,20	0,27	2,11	1,84	1,62	0,59	0,40	1,35
K ₂ O	0,68	0,66	1,50	0,43	0,75
CO ₂	0,84	...	1,22	нет	...
Потеря до 105° . .	5,77	4,59	6,21	4,82	4,92	20,50	15,10	...
Потеря выше 105° .	1,25	9,45	8,61	8,11	10,03	7,10	8,79	...
Вода (связанная)	17,35

A — Продажная фуллерова земля из Флориды. Анализ производил Н. К. Шеагер (Bauxite and Fullers Earth of the Coastal Plain of Georgia, Geol. Survey Georgia, Bull. 31, 1917).

B — продажная фуллерова земля из Флориды. Анализ производил Н. К. Шеагер (op. cit.).

C — глина из Невады, не обладающая отбеливающими свойствами. Анализ производил С. В. Дэвис и Л. Р. Мессер (Trans. Am. Inst. Mining Met. Eng. p. 286, 1929).

D — продажная земля из Невады с высоким содержанием окиси магния. Анализ производил С. В. Дэвис и Л. Р. Мессер (op. cit.).

E — земля, из которой приготавливаются продажные, обработанные кислотой, адсорбенты. Анализ производил С. В. Дэвис и Л. Р. Мессер (op. cit.).

F — земля, из которой приготавливаются продажные обработанные кислотой адсорбенты. Анализ производил V. Салми („The Chemically Prepared Adsorptive Clays and their Application in the Purification of Oils, Fats and Waxes“, Los Angeles, 1926).

G — продажный адсорбент, приготовленный из земли P. Анализ производил V. Салми (op. cit.).

H — продажная фуллерова земля из Флориды. По данным Florida Company.

Ряд авторов [Parsons, J. Amer. Chem. Soc. 29, 598 (1907); Gutwitsch, „Wissenschaftliche Grundlagen der Erdölverarbeitung“, 2-е изд., стр. 337, Springer, Berlin 1924; Dunstan, Thole and Remfey, J. Soc. Chem. Ind. 43, 179 T (1924); Rogers, Grimm and Lemmon, Ind.

¹ Davis и Messer, Trans. Amer. Inst. Mining Met. Eng. p. 286 (1929).

Eng. Chem., 18, 164 (1926)] показали, что обесцвечивание масел фуллеровой землей и отбеливающими глинами является адсорбционным процессом, который следует показательному уравнению адсорбции, рассмотренному выше. Термин фуллерова земля произошел от первоначального применения этой земли при валянии (fulling) — процессе удаления жиров с шерстяного сырья. В настоящее время это название применяется в качестве общего обозначения веществ минерального происхождения, содержащих водный силикат алюминия, принадлежащих к группе глин, которые обладают высоко развитой емкостью в отношении удаления окрасок масел, независимо от того, является ли масло животного, растительного или минерального происхождения. Эти земли после их добычи подвергаются сушке и измельчению. Для

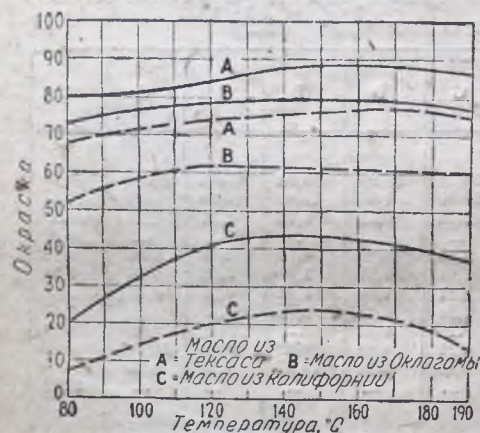


Рис. 4. Влияние температуры контакта на цвет масел. Сплошная линия означает красный цвет, штриховая линия означает желтый цвет (Davis и Messer).

повышения их эффективности они могут быть активированы нагреванием или обработкой водой или различными минеральными кислотами. Залежи фуллеровой земли представляют собой большей частью образования осадочного происхождения, тогда как другие являются результатом изменений дейков основного характера, ледникового ила, вулканического пепла или других продуктов разложения вулканических пород.

Между адсорбционной способностью фуллеровой земли и глин и их химическим составом простой зависимости, повидимому, не существует. Davis и Messer [Trans. Amer. Inst. Mining Met. Eng. p. 293 (1929)] приводят результаты анализа различных глин (табл. 2). Два образца, А и В, являются хорошими отбеливающими веществами, но значительно различаются по своему химическому составу. В и С

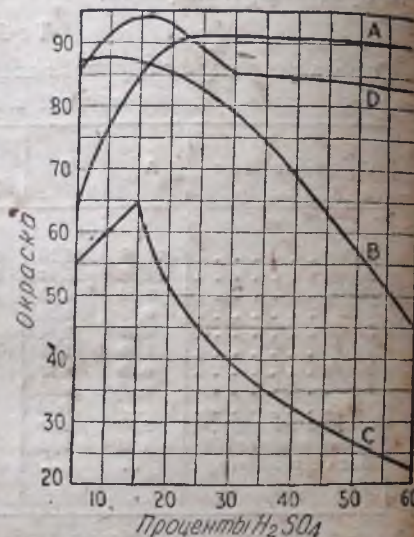


Рис. 5. Влияние различных концентраций кислоты на отбеливающую способность адсорбента в отношении различных масел. А — масло из Тексаса; В — масло из Оклахомы; С — масло из Калифорнии; D — соевое масло (Davis и Messer).

приближаются друг к другу по химическому составу, но С не обладает отбеливающими свойствами. Большая величина отношения содержания окиси кремния к содержанию окиси алюминия является характерной для земель, обладающих хорошими отбеливающими свойствами. Те земли, которые могут быть путем обработки их кислотой превращены в хорошие адсорбенты, обладают свойством набухать в воде; однако не из всех земель, которые набухают, можно получить обработкой их кислотой продукты, которые хорошо отбеливают масла. Если фуллеровы земли, не содержащие растворимых солей, обладают высокой кажущейся кислотностью в воде, то они проявляют хорошее отбеливающее действие. Многие английские глины точно так же, как и глины с равнин побережья северо-восточной части США, в частности из Georgia и Florida, требуют для нейтрализации кажущейся кислотности от 10 до 150 см³ 0,1 N раствора NaOH на 100 г земли. С другой стороны, некоторые земли, являющиеся весьма эффективным отбеливающим материалом, не обнаруживают кислотности.

Банкрофт [Bancroft, „Applied Colloid Chemistry“, 3d ed. p. 146, Mc Graw-Hill (1932)] установил, что если фуллерову землю перемешать с водой и затем профильтровать, то фильтрат будет нейтральным по лакмусу [ср. Cameron, J. phys. Chem., 14, 400 (1910)] или по фенолфталеину, показывая таким образом, что в земле отсутствуют какие-либо растворимые основания или кислоты. Если же фуллерову землю перемешать с раствором NaCl и затем профильтровать, то фильтрат окажется кислым по лакмусовой бумажке или по фенолфталеину. Это происходит оттого, что фуллерова земля адсорбировала основание. Если прижать лакмусовую бумажку к увлажненной фуллеровой земле, то бумажка становится красной; и если прибавить фуллерову землю к слабощелочному раствору фенолфталеина, то красный цвет раствора исчезает. Это происходит не потому, что фуллерова земля обладает кислыми свойствами, а вследствие того, что она адсорбировала основание из раствора.

Адсорбционная способность фуллеровой земли настолько велика, что 10 дм³ земли адсорбируют около 100 г извести, и фуллерова земля таким образом является эквивалентной по кислотности 20% раствора H₂SO₄.

Земли, взятые из разных местностей, часто обладают различным действием. Масла различного происхождения также требуют специфической обработки, так что например некоторыми глинами они отбеливаются хорошо, другими же плохо. Одна и та же глина может быть очень эффективна в отношении одного масла и менее эффективна в отношении другого масла, отличающегося по месторождению. Переменные факторы, которые рассматриваются в дальнейшем изложении, подобны встречающимся при процессе обесцвечивания при помощи углей. Наиболее важными из них являются температура, время, pH, интенсивность окраски и концентрация адсорбента, равно как характер окраски, подлежащей удалению. На рис. 4, 5 и 6 интенсивность окраски масел, подвергнутых обработке, измерялась при помощи специального фотометра, который был проградуирован от 0 до 100 таким образом, что более слабая окраска масла соответствовала более высокому отсчету. Влияние температуры на удаление окраски показано на рис. 4. Влияние различных концентраций кислоты, взятой для обработки земли перед ее употреблением в качестве отбеливающего материала, показано на рис. 5. Влияние различных концентраций адсорбента приводится на рис. 6.

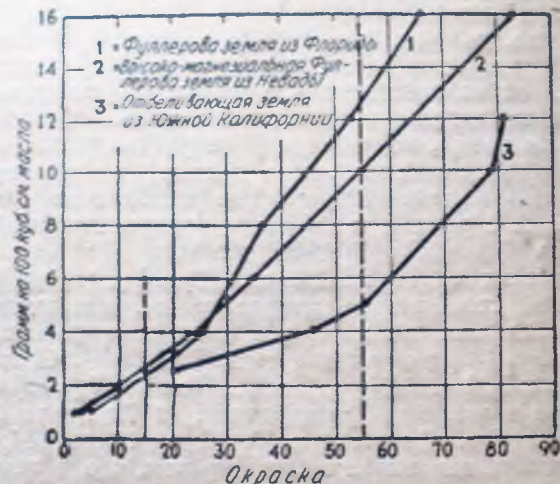


Рис. 6. Влияние различных концентраций адсорбентов на моторное масло из Калифорнии (Davis и Messer).

прежних работ по изучению адсорбции при обесцвечивании минеральных масел. Различные экспериментаторы применяли разнообразные методы испытания и различные типы колориметров. Рис. 7 дает

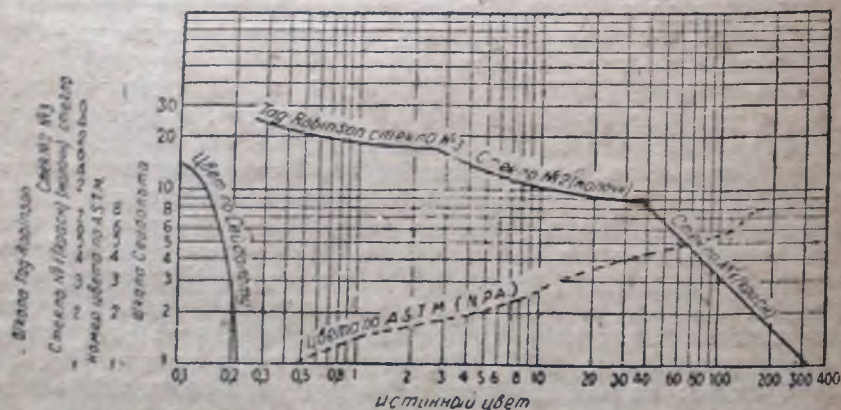


Рис. 7. Зависимость между различными системами обозначения цвета и истинной шкалой (Rogers, Grimm и Lemmon).

зависимость между разными системами измерения интенсивности окраски. Роджерс с сотрудниками изображает графически результаты их исследований по адсорбции, пользуясь уравнением

$$\lg \frac{x}{m} = \lg K + \frac{1}{n} \lg C$$

и откладывая $\lg \frac{x}{m}$ как функцию против $\lg C$ с тем, чтобы получить прямые линии с углом наклона $1/n$. Результаты показаны на рис. 8

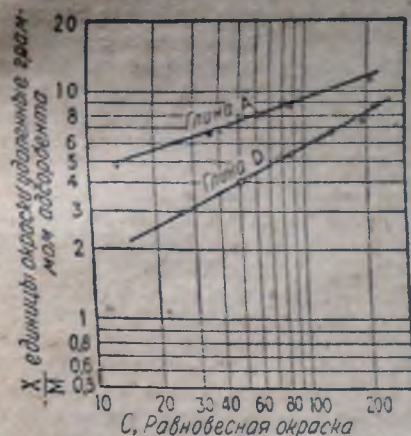


Рис. 8. Применение показательного уравнения адсорбции к обесцвечиванию минерального масла. Кривые А и D соответствуют глинам из различных географических местностей (Rogers, Grimm и Lemmon).

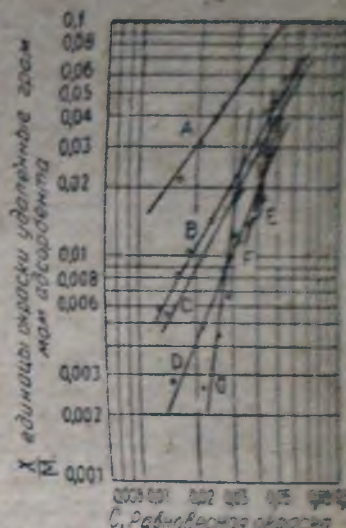


Рис. 9. Обесцвечивание керосина различными адсорбентами. А, В, С и D — обесцвечивающие глины, Е и F — активированные угли, G — силикагель (Rogers, Grimm и Lemmon).

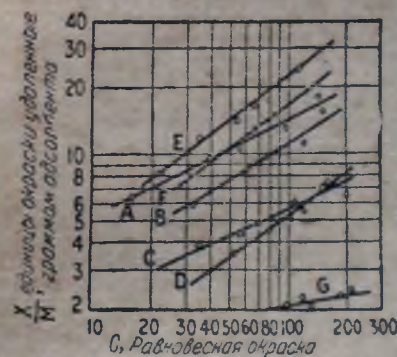


Рис. 10. Обесцвечивание растворов цилиндрического масла различными адсорбентами. Обозначения кривых те же, что и на рис. 9 (Rogers, Grimm и Lemmon).

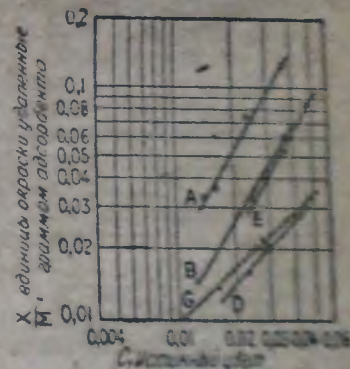


Рис. 11. Обесцвечивание парафина различными адсорбентами. Обозначения кривых те же, что и на рис. 9 (Rogers, Grimm и Lemmon).

Подобные же результаты получены для обесцвечивания керосина (рис. 9), цилиндрического масла (рис. 10) и парафина (рис. 11). Угол наклона ($1/n$) кривых адсорбции закономерным образом увеличивается по мере перехода от более темных масел к более светлым. Активные

угли являются эффективными адсорбентами в отношении более темных, окрашенных соединений, содержащихся в более тяжелых маслах, однако эти угли обладают незначительным обесцвечивающим действием по отношению к крайшему веществу, содержащемуся в керосине. Обесцвечивающее действие адсорбентов является совершенно специфическим для различных масел и типов окраски, которая подлежит удалению. Это иллюстрируется рис. 12.

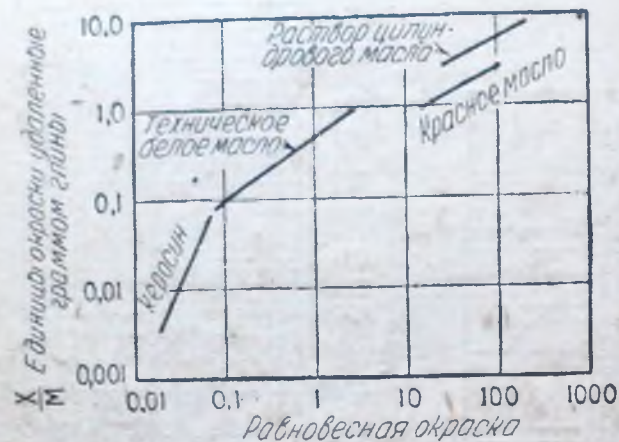


Рис. 12. Сравнение кривых обесцвечивания для различных нефтяных масел (Rogers, Grimm и Lemmon).

простого раствора какого-нибудь вещества в индивидуальном растворителе.

Результаты испытаний, проведенных для масла, разбавленного бесцветной нефтью, являются несравнимыми с результатами испытаний, произведенных с одним этим исходным маслом, даже в том случае, если количество адсорбента правильно отнесено к количеству исходного масла.

Обесцвечивание масла, частично уже обесцвеченного, дает результаты, сильно отличающиеся от такой же обработки первоначального масла. Масла одного и того же сорта, полученные тем же самым процессом очистки, дают различные кривые адсорбции, если они значительно отличаются по окраске. Даже „возраст“ масла в результате постепенного повышения содержания в нем веществ также оказывает влияние на величину адсорбции.

На рис. 13 представлены сравнительные кривые адсорбции древесным углем иода из раствора его в толуоле (являющейся одним из обычных методов, принятых для испытания активных углей) и для

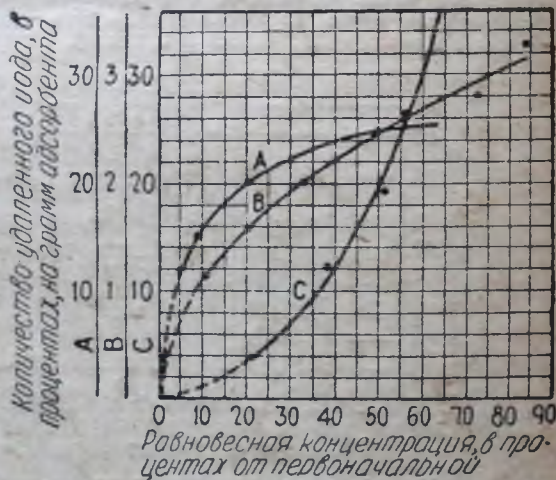


Рис. 13. А — адсорбция древесным углем иода из раствора его в толуоле; В — адсорбция глиной красящего вещества из раствора его в цилиндрическом масле; С — адсорбция глиной красящего вещества из керосина (Rogers, Grimm и Lemmon).

адсорбции окрашивающих веществ из цилиндрического масла и керосина при помощи глины. Эти кривые изображают процессы одинакового характера, подчиняющиеся одним и тем же общим законам.

Группа кривых, представленных для минеральных масел, указывает на то, что адсорбция окрашивающих веществ из масел при помощи глины, когда рассматривается их обесцвечивающее действие, представляет собой явление, которое протекает различно как для различных глин, варьируя в зависимости от их типа, качества, происхождения и характера обработки, так и для различных масел в зависимости от их типа, цвета, кислотности, температуры, характера окраски, а также и от месторождения масла. Таким образом в каждом отдельном случае применение какого-нибудь данного адсорбента для каждого данного масла должно быть практически изучено на производстве.

Фильтровальные установки. Основное оборудование для фильтровальной установки включает в себя резервуары, насосы, фильтры, печи для земли, транспортное оборудование и холодильную установку, а также снабжение паром, сжатым воздухом и водой.

Применяемые фильтры представляют собой цилиндрические резервуары, построенные с расчетом на давления до 5 ат, с коническим или плоским дном, снабженные соответствующими решетками и приспособлениями для загрузки земли. Емкость этих фильтров от 1 до 50 м³, в диаметре они имеют от 90 см до 4,5 м и высота их бывает от 1,5 до 9 м. Отношение высоты к диаметру колеблется обычно от 2 до 2,5.

Фильтрация происходит или в направлении сверху вниз (большая часть под действием собственного веса) или снизу вверх под давлением, причем первое применяется более часто. Фильтрация продолжается до тех пор, пока фильтрат, переходящий из одного оттенка в другой, не достигнет желательного стандартного оттенка. Выходящее масло выходит из фильтра очень светлым, однако последующие порции становятся все темнее вследствие постепенного понижения адсорбционной способности глины.

Земля для фильтрации через слой применяется в крупнозернистом виде, причем при обработке вязких масел применяют величину зерен от 16 до 30 меш. В тех же случаях, когда масла разбавлены бензином или нефтью, может применяться земля более мелкого помола. Типичная схема такого процесса показана на рис. 14.

Влияние переменных факторов при фильтрации через слой, установленное в результате изучения заводского процесса, выражается следующим образом.

1. Чем больше толщина фильтрующего слоя, тем лучше происходит обесцвечивание. Диаметр фильтра не влияет на цвет продукта. Другими словами, обесцвечивание обуславливается высотой слоя, диаметр же колонны определяет количество очищаемого продукта.
2. Чем мельче помол земли, тем тоньше может быть фильтрующий слой.
3. Чем выше вязкость фильтруемого продукта при данной температуре, тем больше времени требуется для фильтрации.
4. Для того чтобы достигнуть максимальной эффективности, следует уменьшить вязкость подлежащего обработке масла до такой степени, чтобы оно проходило в мелкие поры земли. Это может быть достигнуто нагреванием масла или разбавлением его.

Фильтрация под давлением в состоянии давать эффект, примерно, на 20% больший, считая по количеству взятой земли. Фильтры при этом должны быть сделаны значительно более прочными.

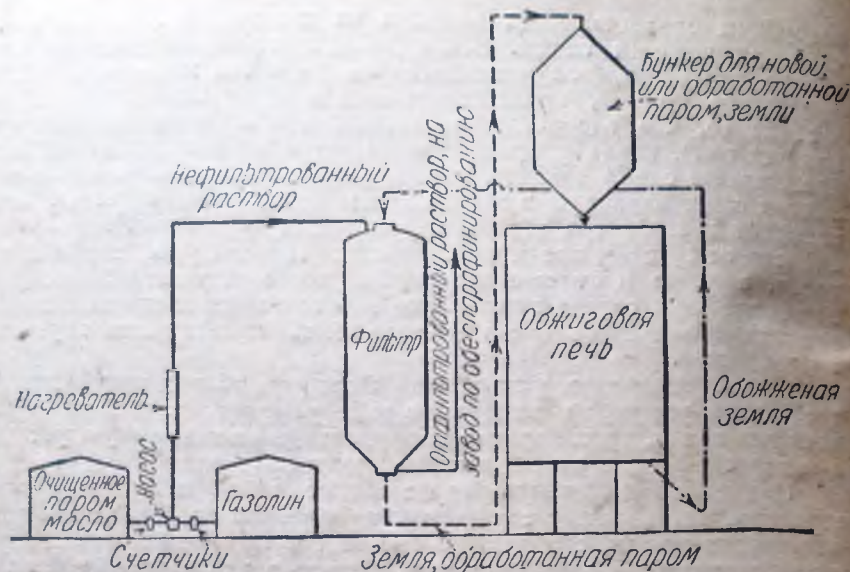


Рис. 14. Типичная схема фильтровального завода для обработки раствора брайт-стока (Floridin Co).

Таблица 3

Фракционирование, происходящее при фильтровании под давлением смазочного масла типа "Cut-back", очищенного водяным паром

Характеристика	Первоначальное масло	Первая часть, прошедшая через глину	Количество выходящего из фильтра продукта (после фильтрования), в баррелях						
			10	23	75	148,4	294,6	500,4	589,4
Температура фильтрующего потока, °C	—	41	58	48	41	29	20	20	20
Содержание серы в процентах	0,134	0,011	0,020	0,045	0,080	0,128	0,125	0,133	0,129
После отгонки бензина									
Температура вспышки, °C	221	238	249	227	216	224	243	227	227
Температура воспламенения, °C	282	279,5	282	282	274	282	285	282	279,5
Вязкость при 37,8°	3122	819	892	1148	1937	2291	2662	2722	2798
Вязкость при 98,9°	156	90	87	95	125	135	140	140	140
Температура застывания (Pour), °C	15,6	12,8	12,8	12,8	18,3	18,3	18,3	18,3	18,3
Иодное число	18,0	0,61	1,2	4,3	12,1	14,8	16,4	17,4	18,1
Углерод. остаток по А. С. Т. М. (в %)	2,25	0,008	0,027	0,115	0,546	0,932	1,49	1,61	1,79

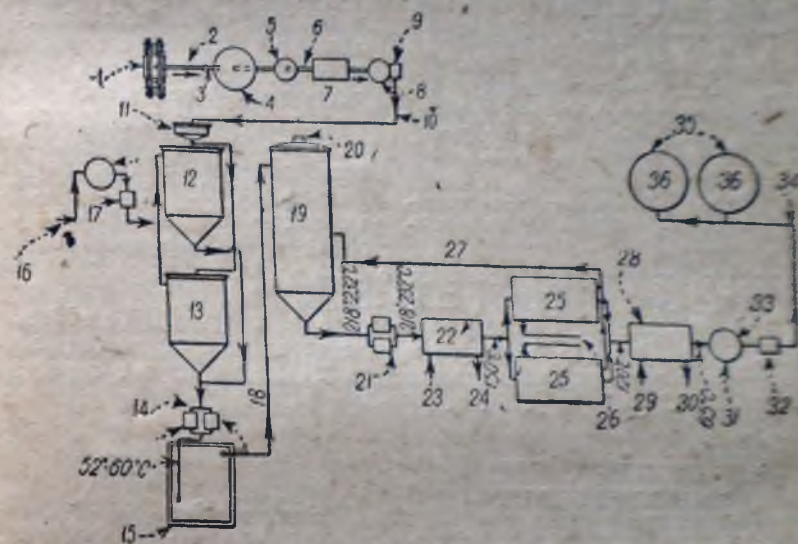


Рис. 15. Схема работы завода контактного фильтрования.

1 — бункер для глины под жел.-дор. путями; 2 — ленточный транспортер; 3 — конвейер; 4 — склад глины; 5 — дробилка; 6 — 10 меш; 7 — сушилка; 8 — мельница Реймонда; 9 — воздуходувка для порошковой глины; 10 — порошковая глина к 6; керам. в фильтровальном отделении; 11 — бункер для глины; 12 — смеситель; 13 — смеситель; 14 — насос-дуплекс; 15 — трубчатый куб для непрерывного нагрева в течение 8 часов; 16 — масло с нефтеобрабатывающего завода; 17 — насос-дуплекс; 18 — масло и пары при 232° С; 19 — паротеплообменник; 20 — выпуск водяного пара; 21 — насос-дуплекс; 22 — трубчатый предохладитель; 23 — выпуск воды с температурой 21°С; 24 — выпуск воды с температурой 93°С; 25 — фильтры Святлана; 26 — отработавшая глина; 27 — циркуляционная линия (на случай неисправного фильтрования); 28 — вода для охлаждения с эвеевскими; 29 — выпуск воды с температурой 21°С; 30 — выпуск воды с температурой 77°С; 31 — резервуар-приемник; 32 — насос-дуплекс; 33 — паровые эвеевники; 34 — к наружному складу; 35 — наружные резервуары; 36 — паровые эвеевники.

После того как земля насытилась и фильтрат начинает течь сливным каналом темным, процесс останавливают и остаток масла вымывают из земли нефтью, фильтр разгружают и землю направляют в обжигательные печи для регенерации. Там земля обжигается и прогревается до $540-760^{\circ}\text{C}$; для некоторых видов земли применяются более высокие температуры.

Для иллюстрации другого метода применения фуллеровой земли и адсорбционных глин в технологии нефти рассмотрим типичную схему метода перемешивания.

При дистилляции сырой нефти бензин, керосин, газойль и часть фракции парафина отделяются в виде отдельных дистиллатов. Остаток в перегонном кубе применяется в качестве исходного сырья для производства лонг-резидиума или брайт-стоков, в зависимости от того, до какой степени сырая нефть подвергалась обработке в перегонном кубе, а также от того, обладает ли остаток сравнительно высокой или низкой температурой вспышки.

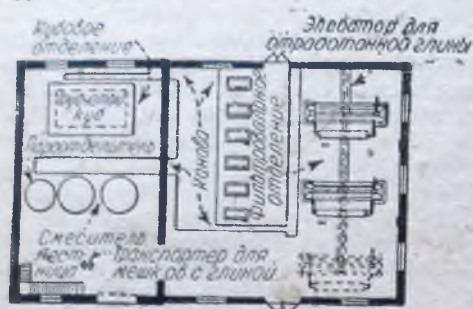


Рис. 16. Расположение основного оборудования завода контактного фильтрования.

Согласно опыту автора по очистке масел, лонг-резидиум изготавливается с температурой вспышки от 199 до 204°C и с вязкостью от 60 до 65 сек. при 100°C, а светлые масла изготовляются с температурой вспышки от 282 до 288°C и с вязкостью от 180 до 190 сек. при 98,9°C (180 до 190"/210°F¹).

Изображенная на рис. 15 в разрезе схема установки [Kauffman, Chem. Met. Eng. 34, 155 (1927)] предназначена для обработки лонг-резидиума с температурой вспышки от 227 до 232°C и с вязкостью 80—85"/98,9°C (80"—85"/210°F²).

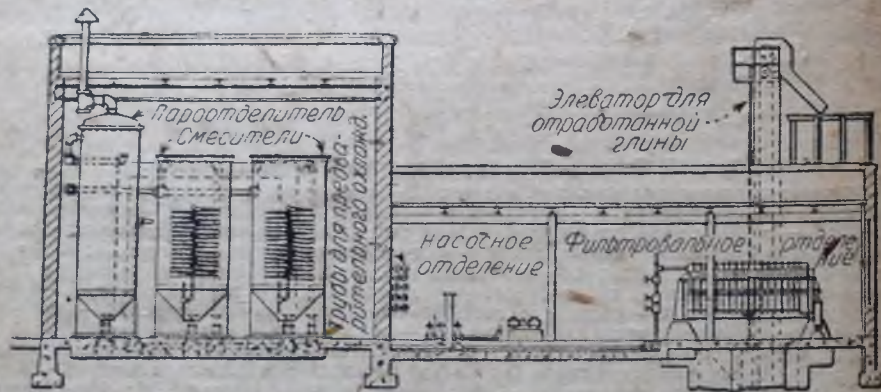


Рис. 17. Вертикальный разрез фильтровального помещения, изображающий расположение пароотделителя, смесителей, холодильников, насосов и фильтр-прессов.

Этот вид лонг-резидиума вначале обрабатывается серной кислотой со скоростью от 18 до 20,4 кг 66°-ной кислоты на баррель масла при температуре от 60 до 65,6°C. После обработки грязь оседает на дно смесителя и удаляется. Для удаления эмульгированной

серной кислоты масло фильтруют с небольшим количеством глины, после чего оно смешивается с глиной в соответствующем смесителе и нагнетается в трубчатый куб или другую нагревательную установку, откуда направляется на дальнейшую обработку, как показано на схеме. После фильтрования и охлаждения масло разбавляется нефтью и освобождается от парафина охлаждением и центрифугированием. Количество применяемой отбеливающей глины составляет 225 г на 3/4 л масла. На рис. 16 и 17 представлена в общем виде схема подобного завода для обработки масла. Количество земли, требующейся для достижения желаемого оттенка в конечном смазочном масле, как показывает рис. 18, является функцией температуры.

Регенерация фуллеровой земли. Для регенерации земли применяются в общем три типа печей. Типичными представителями пер-

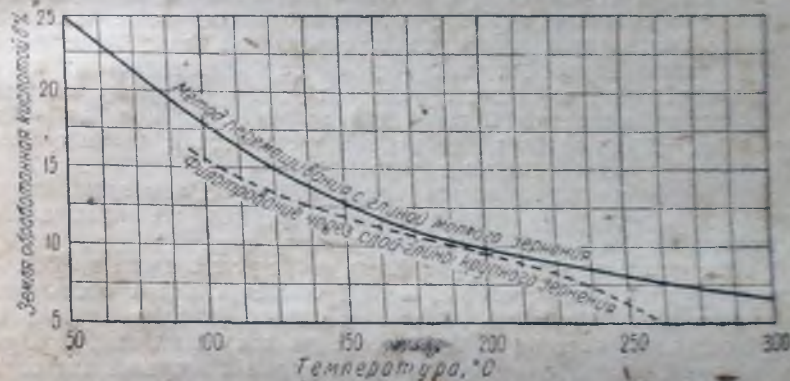


Рис. 18. Влияние температуры на количество (в процентах) обработанной кислоты той отбеливающей глины, необходимой для получения гипсового цвета при вязкости в 90 сек. при 98,9°C. Цилиндровое масло из Пенсильвании.

вого рода печей являются установки Paris, Brockway, Keabler и Mohr. В этих печах земля под действием собственной тяжести движется сквозь газообразные продукты сгорания. Спускаясь по целому ряду отражательных плит или катков, устроенных под углом приблизительно 45°, земля подвергается нагреванию в течение времени меньше одной минуты. Производительность таких аппаратов бывает от 10 до 24 т в сутки.

Ко второму типу относятся вращающиеся печи, представителем которых является печь Wopnot. Это — стальной цилиндр, выложенный огнеупорным кирпичом и слегка наклоненный к горизонту. Цилиндр медленно вращается, и с одного конца поступает обогревающий агент, а с другого земля. Земля остается в печи в течение 15—30 мин. Размеры такой печи обычно бывают следующие: диаметр от 75 до 180 см, длина от 7,2 до 18 м и производительность составляет обычно от 24 до 48 т в сутки.

Третьим типом является многополочная печь, представляющая собой видоизмененную форму печей, применяемых для обжига руд. Представителями этого вида печей являются печи Николя-Террестеф-

¹ 190 сек. при 210° F вязкости по Сейбольту.
² 85 сек. при 210° F вязкости по Сейбольту.

в печи Веджа. В печах этого типа земля медленно передвигается гребками, падая с одной полки на другую, оставаясь в печи в течение от 1 до 2 час.

Обычно применяются печи с числом полок от 7 до 12; внешний диаметр таких печей бывает от 4,8 до 7,5 м, производительность их достигает от 24 до 100 и более тонн в сутки. Расход топлива в случае применения природного газа или газа нефтеочистительных заводов колеблется в пределах от 21 до 35 и более куб. метров газа на тонну.

Обычно заготавливают по меньшей мере два бункера для земли, обработанной паром, и один — для обожженной земли. Новая земля хранится в бункерах или в тех мешках, в которых она поступает. Должны быть предусмотрены средства транспортировки земли. Для этой цели следует отдать предпочтение ленточным и ковшевым элеваторам и ленточным конвейерам. Применяются также цепные и ковшевые элеваторы, винтовые и скребковые конвейеры. Применение пневматических конвейеров не рекомендуется, кроме как при особо благоприятных условиях, когда например поднятие по вертикали невелико и изменения направления при движении небольшие. В тех случаях, когда количества земли бывают невелики, применяются вагонетки и подъемники.

Когда фильтры продуваются водяным паром, последний направляется затем непосредственно в конденсатор, или же применяется при редистилляции после промывки фильтра.

К вспомогательному оборудованию относятся: система трубопроводов, которая в некоторых установках бывает сделана очень тщательно, позволяя переводить фильтрат с одного фильтра батареи на другой; регуляторы температуры и давления для линий неотфильтрованного масла; редуцирующие клапаны и водяные ловушки для паровых линий; выпускные клапаны и манометры, регистраторы, пирометры для печей регенерации, теплообменники и другие.

Ниже приводятся некоторые статьи расходов на установку (любезно предоставленные автору Floridin Company Warren Pa.): типичная установка для фильтрования через слой, в состав которой входит фильтр емкостью 400 т земли, полностью, с кирпичными строениями, стоит 150 000 долларов. В эту сумму входит стоимость от 16 до 25 т фильтрующего материала, печи Никольс-Герресгофа от 2 до 10 полок, имеющей в диаметре 4,8 м, конвейеры, элеваторы, насосы и все необходимое оборудование.

Расходы на рабочую силу для такой установки, работающей 24 часа в сутки, по данным этой фирмы составляют от 18 000 до 20 000 долл. в год на 11 человек, включая в это число десятника, трех аппаратчиков, трех рабочих при печах, трех чернорабочих и одного руководителя.

Реторта Patig емкостью от $\frac{3}{4}$ до 1 т в час, в которой земля падает под действием собственной тяжести по наклонным плоскостям, может быть полностью построена приблизительно за 2 500 долл. Вращающаяся печь стоит до 15 000 долл. Печь Никольс-Герресгофа, полный комплект, с приводом, вентилятором, самопишущим пирометром, газовыми горелками и стальными платформами, при диаметре печи в 4,8 м, обходящая в следующие суммы: печь на 8 полок, производительностью 40 т в сутки, стоит 20 000 долл.; печь на 16 полок,

производительностью 50 т в сутки, стоит 25 000 долл.; печь на 12 полок, производительностью 60 т в сутки, стоит 30 000 долл.

На рис. 19 графически представлены сравнительные эффективности фуллеровой земли из Флориды после регенерации. В многополочных печах типа Герресгофа или Веджа земля может быть регенерирована от 25 до 30 раз, прежде чем ее эффективность падает настолько, что она должна быть выброшена. Большинство заводов считает более рентабельным выбросить землю при десятом обжиге или регенерации или даже раньше. С другой стороны, земля, прожженная 30 раз в многополочной печи, может оказаться лучше, чем земля, обожженная семь раз в печи со свободным падением во вагонным плоскостям.

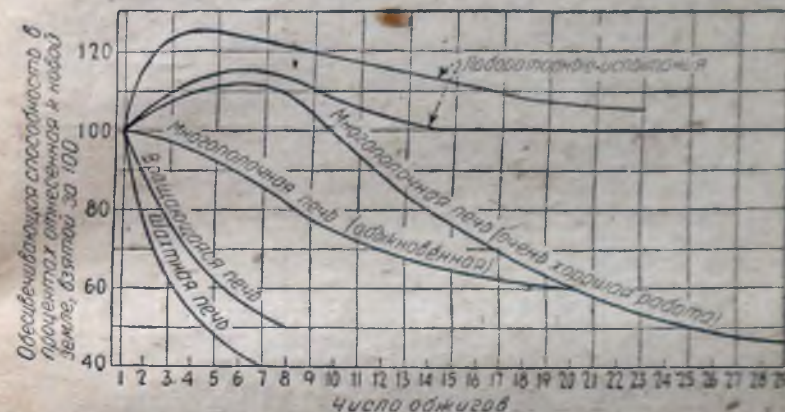


Рис. 19. Сравнительная эффективность обесцвечивания земель из Флориды очищенного водяным паром масла из Пенсильвании, в зависимости от типа печей, в которых земля подвергалась повторным обжигам (Floridin Co.).

Глины, обработанные кислотой. Обработанные кислотой глины соответствующего типа являются намного более эффективными адсорбирующими материалами, чем большинство разновидностей фуллеровой земли или обесцвечивающих глин. Производство этих глин сильно развито в Германии и в западной части США, где имеющиеся глины не обладают отбеливающими свойствами в достаточной высокой степени. На рис. 20 представлена схема производства обработанных кислотой глин согласно описанию производства, приводимому Бургардом [Burghardt, Ind. Eng. Chem. 23, 800 (1931)].

Глину превращают в густую кашу, пропускают через сита и после этого перекачивают насосом в реакционный сосуд, где она подвергается обработке минеральной кислотой при нагревании смеси свежим паром в 2—3 ат. Бургардт указывает, что для этой обработки предпочтение следует отдать соляной кислоте перед серной, вследствие того, что с первой получаются глины, обладающие лучшими фильтрующими свойствами. Однако в западной части США в качестве активирующего агента обычно применяется серная кислота. Процесс активации с соляной кислотой, протекающий при 105°, продол-

жается от 2 до 3 часов, а при активации серной кислотой времени требуется вдвое больше. В производстве глины в Германии при применении для активации соляной кислоты, последняя берется в количестве, соответствующем 28—30% сухого хлористого водорода от веса сухой глины. Это соответствует одной тонне технической соляной кислоты (19—21°Bé) на 1 т готовой глины. Когда

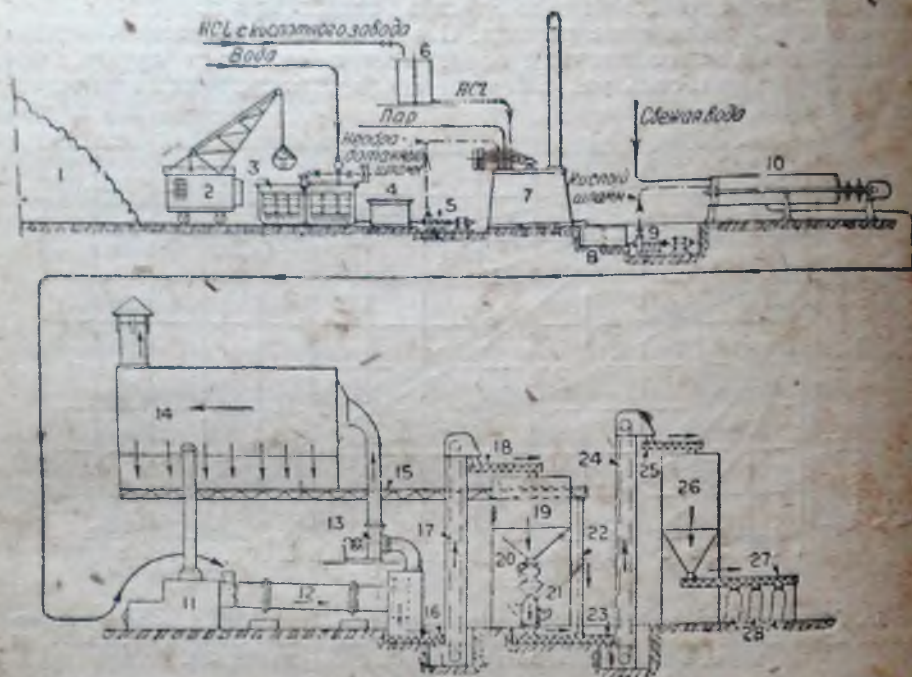


Рис. 20. Схематическое расположение аппаратуры для производства высокоактивных отбеливающих глин.

1 — сырье; 2 — кран с грейфером; 3 — аппарат для шламма; 4 — сито; 5 — насос для шламма; 6 — резервуар с кислотой; 7 — реактор; 8 — сито; 9 — насос фильтр-пресса; 10 — фильтр-пресс; 11 — топка; 12 — сушилка; 13 — вентилятор; 14 — электрофильтр; 15 — шнек для порошка; 16 — выводный шнек; 17 — элеватор; 18 — шнек для сухого материала; 19 — бункер для сухого материала; 20 — механизм для разгрузки; 21 — мельница; 22 — отводная труба для пыли; 23, 25 — шнек для порошка; 24 — элеватор для порошка; 26 — бункер для порошка; 27 — шнек для упаковки; 28 — готовый продукт.

разложение глины заканчивается, кислый шлам нагнетают в фильтр-пресс, глину отфильтровывают и промывают до тех пор, пока не будут удалены растворенные соли и свободная кислота, после чего глину вынимают из фильтр-пресса и направляют в сушилку. После сушки глину измельчают и направляют на склад или упаковывают. Обработанные кислотой глины по своим адсорбционным свойствам обнаруживают эффективность в 5—10 раз большую, чем высокосортная глина из Флориды или Georgia.

Костяной уголь

Костяной уголь применяется в весьма больших количествах для обесцвечивания и рафинирования сахара. Он представляет собой углерод, содержащий остаток, получающийся при сухой перегонке костей. Для его получения применяются свежие твердые кости, свободные от мяса, жира и масла. В результате обработки скелетов морских млекопитающих животных и рыбных костей получают мясной уголь.

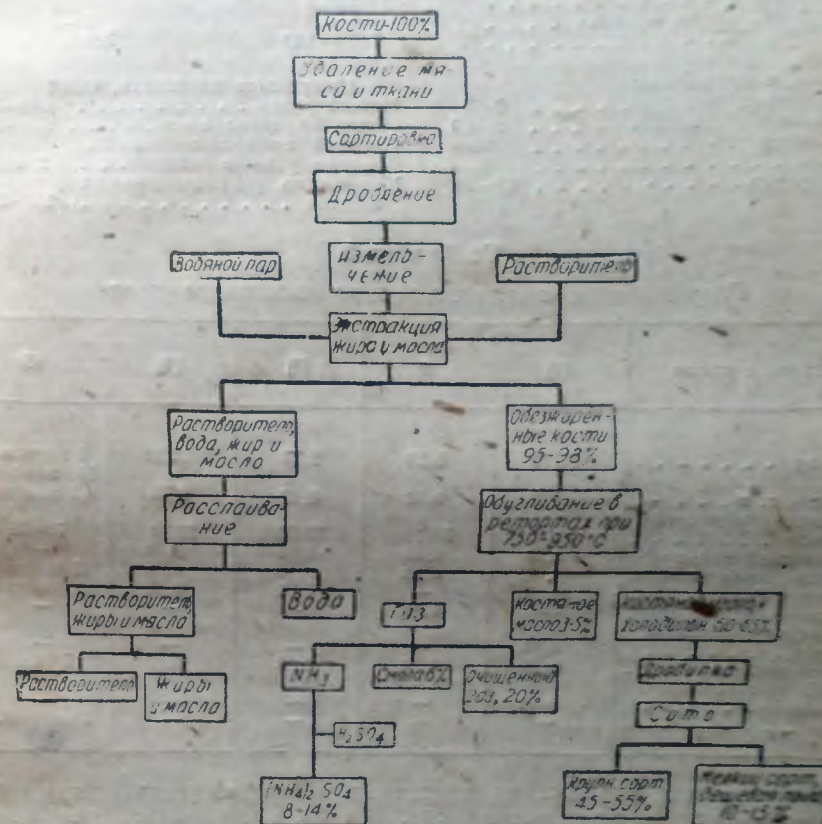


Рис. 21. Схема производства костяного угля.

неудовлетворительного качества. Продукты с недостаточным количеством углерода получают в том случае, когда для обработки берутся кости, которые подвергались воздействиям атмосферы и частично уже разложились. Основными составными частями костей являются $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$, $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$, CaCO_3 , соли щелочных металлов, жиры и крахмальные вещества.

Рис. 21 представляет собой схему производства костяного угля. Кости сортируют, измельчают и размалывают, затем удаляют жир

и маслянистые вещества экстрагированием их при помощи растворителя. После этого остаток обугливается. Отдельные детали процесса приводятся в табл. 4.

Таблица 4

Производство костяного угля

Тип установки	Вертикальные реторты	Горизонтальные реторты
Загрузка, в кг	113,5	227
Карбонизация: время в часах	6—8	8—10
Температура, °C	750—950	750—950
Выхода, в процентах:		
Костяное масло	3—5	Новый уголь 640—736
Аммиак в виде $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	8—14	После 50 регенерации 960—1200
Газы, по весу	20	Средняя продолжительность жизни угля в работе 2 года
Деготь	6	Количество регенерационных циклов 150—200
Костяной уголь	60—65	

Таблица 5

Результаты анализов нового костяного угля

Составные части	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
Углерод	10,76	9,28	9,30	11,50	9 миним., 11 максим.
Песок и т. п.	0,29	0,32	0,42	0,75	0,5 максим.
Фосфорнокислый кальций	73,50	75,10	75,00	82,00	70—75
Углекислый кальций	8,69	7,40	6,23	2,70	—
Сернистый кальций	0,05	0,10	0,18	0,65	0,2 максим.
Сернистый кальций	0,03	—	0,01	0,11	0,1 максим.
Окись кальция	—	0,91	—	—	—
Фосфорнокислый магний	6,08	—	—	—	—
Окись железа	0,16	0,34	0,23	0,47	0,15 максим.
Соли щелочных металлов	0,44	—	—	—	—
Вода	—	—	—	—	8 максим.

В результате разложения хрящевых веществ уголь всегда удерживает некоторое количество азота. В табл. 5 приводятся результаты анализа новых углей из различных стран. Первый столбец представляет английский костяной уголь, второй столбец — австрийский, а третий — американский. В четвертом столбце приводится анализ угля, который значительное время находился в употреблении, а в пятом — рекомендованные пределы составов для углей хорошего качества. Хороший новый костяной уголь должен обладать матовым черным цветом, иметь твердую структуру, быть в высокой степени пористым, давать после сгорания золу с однообразным белым цветом или с кремовым оттенком и при ударе о другой предмет издавать звук, похожий до некоторой степени на металлический. Уголь должен быть однородным по размеру зерен.

При использовании угля содержание в нем углерода, фосфора, окисного кальция, окиси железа и сернистого кальция обычно имеет тенденцию к повышению; содержание сернистого кальция должно поддерживаться столь низким, насколько это возможно при данном образе проводимой регенерации; содержание углекислого кальция понижается.

Ячеистая структура костей, из которых готовится уголь, найдена и в конечном костяном угле. Гори [Horie, Ind. Eng. Chem. 12, 1015 (1920)] считает, что наиболее желательный размер зерна следует считать в 16—20 меш, поскольку зерна такой величины стираются значительно медленнее и поскольку заметные количества углей меньшего размера тормозят фильтрование.

Как и в случае других адсорбентов, размер зерен угля, температура, при которой он применяется, концентрация подсыщающегося раствора сахара, характер окраски и т. п. — все эти условия являются переменными факторами, определяющими относительную эффективность угля. Костяной уголь состоит из скелета, образованного фосфатами и карбонатами кальция, ячеистого по своему строению, с очень большим количеством мельчайших трубочек и каналов. Скелет полностью покрыт углеродом в состоянии чрезвычайно мелкого дробления и высокой активности. Адсорбционная способность костяного угля принадлежит содержащемуся в нем активному углероду, и если углерод выгорает, то скелет из фосфорнокислого кальция обладает небольшой обесцвечивающей способностью или совершенно не обладает ею, хотя он и адсорбирует растворенные со и.

При рафинировании сахара уголь помещается в больших вертикальных цилиндрах или фильтрах, сделанных из листовой стали. Высота этих фильтров обычно бывает от 610 до 670 см, а диаметр — от 180 до 430 см. Размеры эти, конечно, меняются в зависимости от масштабов рафинадного завода, скорости фильтрования, желаемой продолжительности соприкосновения между раствором сахара и углем, а также в зависимости от продолжительности применения угля. Дно фильтра имеет коническую форму. Уголь поддерживается в фильтре пористыми тарелками, покрытыми грубой шерстяной материей, на которую накладывается более плотная шерстяная ткань. Цилиндрический резервуар нагружается сверху, а разгрузка адсорбента, когда необходимо его регенерировать, может производиться через люки, находящиеся вблизи дна фильтра. Обычно фильтрование растворов сахара производится пропусканием этих растворов через уголь по направлению сверху вниз.

Уголь загружается в фильтры при температуре, не превышающей 55°, а при рафинировании растворов сахара находится при температуре от 71 до 77°. Через заново загруженные фильтры пропускают сперва растворы сахара высшего сорта, не перемешивая их с растворами сахара более низкой чистоты. Если фильтрование вывергается исключительно растворы одного сорта сахара, то уголь, очевидно, становится насыщенным теми примесями, которые при этом адсорбируются.

Отношение количества угля к количеству подсыщающегося сырья сахара составляет приблизительно 1 кг угля на 1 кг сырого сахара, изменяясь однако в зависимости от адсорбционной емкости

угля, чистоты сырого сахара, скорости фильтрования, типа окраски, равно как и от других факторов. Когда обработке подвергаются высокосортные отфугованные сахара, отношение количества угля к количеству сахара может быть несколько ниже, а именно $\frac{3}{4}$ кг на 1 кг, а в случае плохих сортов сахара это отношение может быть повышено до $1\frac{1}{2}$ кг угля на 1 кг сахара. Нормально, очистка свежесквашенного сахара требует меньше угля, чем очистка тростникового сахара. Для производства пиленого сахара-рафинада требуется практически полное обесцвечивание. Для очистки нормального тростникового сахара, который обрабатывается аффинированием и механической фильтрацией, может оказаться необходимым от 175 до 225% угля, взятого по отношению к твердым веществам, находящимся в растворе. При нормальной работе 200% угля удаляют около 97% красящих веществ и от 45 до 55% минеральных солей. Процент угля, применяемого в любом отдельном случае, определяется из отношения количества раствора, прошедшего через фильтр, к постоянному количеству угля в фильтре. Для вторично обрабатываемых растворов, из которых будет получаться зернистый сахар, требуется от 30 до 40% угля. Такое количество угля удаляет от 80 до 90% окраски и от 25 до 35% зольности. Общее количество угля, применяемого для обработки растворов сахара и маточных растворов, выраженное в процентах от сырого сахара, поступающего на завод, изменяется в зависимости от качества сырого сахара и от процента изготовленного белого сахара. Сахарорафинадный завод, производящий небольшую часть бастры, должен пропускать через уголь большее количество маточных растворов, чем завод, производящий бастру в больших количествах. При тростниковом сахаре этот процент меняется обычно от 70 до 100.

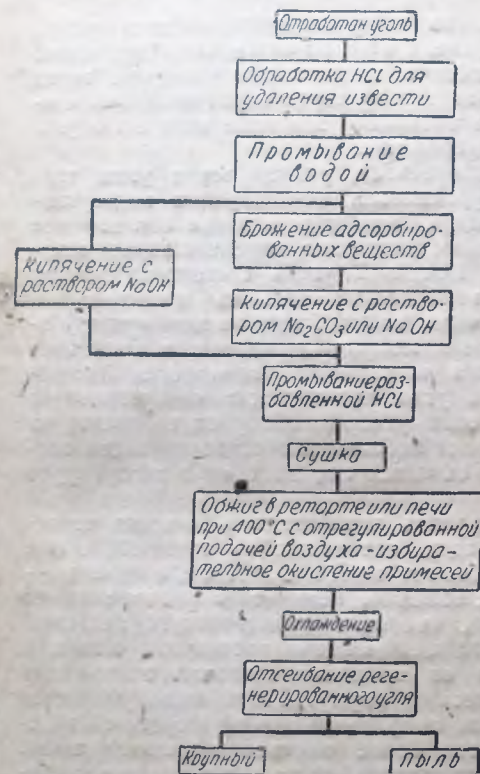


Рис. 22. Регенерация костяного угля.

Когда уголь становится настолько насыщенным загрязнениями, что он не может больше эффективно обесцвечивать, то раствор сахара в фильтре заменяется водой для растворения сахара с угля; уголь промывается и выгружается с фильтра для регенерации. Схема нормального процесса регенерации приводится на рис. 22.

Производство костяного угля в США составляет от 72 до 77 тыс. т общей стоимостью от 2,5 до 3,0 млн. долл. в зависимости от условий рынка. На практике хорошие угли могут быть регенерированы до 200 раз, прежде чем их заменяют новым углем. Обработанный уголь перерабатывают на удобрения, ввиду содержания в нем азота и фосфатов, или же применяют в небольших количествах в качестве красящих пигментов.

Обесцвечивающие угли

Древесный уголь, получающийся в результате сухой перегонки дерева, обладает способностью удалять красящие вещества из водных растворов. Это свойство угля было известно уже в XV столетии, но оказалось забытым, пока в 1785 г. Ловитц (Lowitz) вновь не открыл его. Он использовал это свойство древесного угля при получении кристаллов виннокаменной кислоты. Некоторые записки указывают на то, что уже в 1794 г. английский сахарорафинальный завод применял древесный уголь для очистки сырого сахара. С тех пор было предложено много способов изготовления обесцвечивающих углей. Сухой перегонкой для получения обесцвечивающего угля могут быть подвергнуты почти одни только растительные вещества. Мантелль (Mantell, „Industrial Carbon“, p. 196, Van Nostrand, New York, 1928) считает, что производственные методы приготовления обесцвечивающих углей могут быть разделены на следующие несколько классов.

Класс 1. Уголь может быть отложен в виде слоя на пористую неорганическую основу. Обугливающиеся растительные вещества такого типа, как опилки, водоросли, торф и меласса, равно как и большое число других материалов, могут быть смешаны с пористыми веществами типа инфузорной земли и пермы или с нерастворимыми солями или с другими веществами, с прибавлением или без прибавления к ним жидкой вяжущей среды. Смесь подвергается сильному нагреванию, в результате чего углерод из растительного вещества отлагается по всей пористой основе. Иногда в качестве основы применяется натуральный растительный продукт с большим зольным остатком, такого типа, как рисовая шелуха или кофейная, содержащие заметные количества кремния. Целью процесса этого класса является изготовление продукта, до некоторой степени подобного костяному углю, т. е. вещества, имеющего пористое строение, в котором углерод распределен по большой поверхности. Такой продукт обладает также значительной механической прочностью.

Класс 2. Уголь может быть нанесен на неорганическую основу, которая затем отделяется от него химическими методами. Растительные вещества смешиваются с соответствующими химическими реагентами, в качестве которых могут быть взяты известь, мед, H_2SO_4 , $CaCl_2$, $ZnCl_2$, $MgCl_2$, H_3PO_4 и т. д., и после карбонизации неорганическое вещество вымывается, оставляя образовавшийся уголь. Хлористый цинк, фосфорная кислота и т. д. действуют в качестве активирующего агента. Карбонизация веществ производится обычно при высоких температурах. Другой метод этого класса состоит в обработке пористых сортов дерева водоотнимающими средствами, вроде извести и $Ca(C_2H_3O_2)_2$, и в последующей карбонизации под слоем извести.

близ температуры белого каления. За этим следует охлаждение смеси, обработка полученного продукта соляной кислотой и повторная карбонизация при температуре красного каления в отсутствии воздуха. Присутствие неорганических веществ во время карбонизации препятствует образованию адсорбированных пленок неактивных веществ, которые в противном случае будут покрывать поверхность активного угля. Возможно, что газы, выделяющиеся в процессе разложения неорганических веществ во время обжига, способствуют образованию активного угля. Характер их действия точно неизвестен. После приготовления угля неорганические кислоты, основания и соли удаляются химической обработкой или путем выщелачивания.

Класс 3. Целый ряд важных обесцвечивающих углей изготовляется путем карбонизации в специальных ретортах, при определенных условиях температуры и давления, таких, например, веществ, как лигнит, сульфитные шелока, опилки, дерево разных сортов и подобные им материалы. Желательная пористость, компактность и механическая прочность угля, получающегося в результате карбонизации, изменяется в широких пределах, в зависимости от условий, при которых производилась первоначальная карбонизация. В некоторых случаях материал подвергается вторичной карбонизации, например когда он находится в виде угольных частичек, из которых большинство летучих веществ уже удалено. После изготовления уголь активируется воздухом, окислами углерода, хлором, перегретым паром, или смесью пара и воздуха. Когда для активации применяются газообразные соединения углерода, углерод из этих соединений может отлагаться в активной форме на материале, подвергающемся активации, в особенности в тех случаях, когда при активации поддерживаются относительно низкие температуры. Плотность угля в течение процесса активации несколько понижается.

Свойства и характеристики имеющихся на рынке продажных обесцвечивающих углей изменяются в широких пределах, причем некоторые из этих углей бывают нейтральными, некоторые кислыми, а другие щелочными. Обычно они применяются в виде сравнительно мягких, черных, блестящих порошков. Необходимость дать сравнительную оценку этих углей явилась причиной разработки большого числа методов их испытания. Некоторые из этих методов основаны на адсорбции иода из его растворов, другие — на удалении ионизованных красящих веществ, как например пунцовая красная, которая имеет окрашенный положительный ион, и метиленблау, у которой окрашен отрицательный ион. Многие авторы, в частности работавшие над рафинированием сахара, отдают предпочтение методу, основанному на применении растворов карамели. Методы испытания обесцвечивающих углей описаны в работах Сандерса [Sanders, Ind. Eng. Chem. 15, 784—785 (1923)], Зербана [Zerban, Ind. Eng. Chem. 12, 744 (1920)], Мида и Гарриса [Meade and Harris, Ind. Eng. Chem. 12, 686 (1920)], Чаней [Chaney, Ind. Eng. Chem. 15, 1244 (1923)], Типля и Малера [Teerle and Mahler, Ind. Eng. Chem. 16, 498 (1924)], Бловского и Бона [Blowski and Bon, Ind. Eng. Chem. 18, 32 (1926)]. Адсорбция обесцвечивающими углями подчиняется уравнению Фрейндлиха. Типль и Малер (Teerle and Mahler, loc. cit.) указывают, что в пределах требований, предъявляемых к характеристике углей в практической работе, уравнение Фрейндлиха

в общем применимо. Мантиль (Mantell, "Industrial Carbon", p. 202, Van Nostrand, N. Y. 1928) суммирует современное состояние методов испытания углей следующим образом: "На уровне наших современных знаний, данные, относящиеся к действию углей на один раствор, не могут быть применены к другому раствору, и каждый из подлежащих обесцвечиванию растворов должен быть испытан в отдельности. Так называемые стандартные методы определения активности имеют небольшую практическую ценность. Как неоднократно указывалось, адсорбция окрашивающих веществ углем представляет собой определенную равновесную реакцию, в которой другие вещества, кроме окрашивающих, также принимают участие в установлении равновесия".

Когда бывает необходимо сравнить на основании практических результатов различные адсорбенты, подобные углям, то они могут быть охарактеризованы графическим построением изотерм адсорбции для отдельных образцов угля или материалов, вместе с которыми адсорбент должен будет применяться. При таком способе оценки угля может быть избегнута обычная ошибка, делаемая при допущении, что отношение количеств окрашивающих веществ, удаленных одним и тем же весовым количеством адсорбента, эквивалентно отношению весовых количеств адсорбента, требующихся для удаления равных количеств этого окрашивающего вещества. В случае, если изотермы не параллельны, то отношения стоимостей процессов, конечно, включают в себя цену адсорбента, будет изменяться в зависимости от той или иной требуемой степени обесцвечивания. Как видно, в этом случае могут быть сделаны ошибочные выводы, если сопоставление адсорбентов производится по одной какой-нибудь точке. Изотермы дают возможность определить ценность целого ряда образцов угля при какой-нибудь одной или всех различных степенях обесцвечивания. (См. "Laboratory Testing Manual", Darco Sales Corp., New York.)

Продажные угли типа активированных, применяющиеся в качестве адсорбентов, по их физической структуре, свойствам и применению могут быть сгруппированы в четыре класса: обесцвечивающие, угли для адсорбции газов, металлов и медицинские угли. Ни один тип углей не может быть эффективно применен для всех целей. Для целей промышленной адсорбции газов и паров требуются угли механически прочные, сравнительно плотные и высокоактивные. Мягкий порошкообразный высокопористый уголь обычно весьма активен в отношении обесцвечивания, но для указанной цели практически не представляет никакой ценности. Два активированных угля могут содержать один и тот же процент активного углерода, но один может быть при этом чрезвычайно ценным в качестве адсорбента для паров, тогда как другой является ценным в качестве обесцвечивающего адсорбента для растворов сахара; однако оба становятся почти бесполезными, если попытаться взаимно переменить их применение.

Хотя по вопросу об обесцвечивании растворов сахара и других продуктов при помощи угля имеется обширная литература, теоретическое рассмотрение свойств адсорбентов еще не может дать какой-нибудь удовлетворительных широких обобщений. Чаней, Рей и Джон [Chaney, Ray and St. John, Ind. Eng. Chem. 15, 1252 (1923)] считают, что различные явления, относящиеся к обесцвечиванию

и адсорбционной способности угля, могут быть сопоставлены друг с другом, и что они прямо пропорциональны „активности“ угля. Это основано на допущении, что частички подлежащего адсорбции вещества достаточно малы, или что пористость или измельчение угля достаточно велики для того, чтобы предположить беспрепятственное проникновение частичек вещества в уголь. „Активность“ определяется этими авторами как задерживающая емкость угля в отношении газов (см. „Угли для адсорбции газов“). Чаней с сотрудниками изобразили графически зависимость между задерживающей способностью (retentivity) активного угля в отношении паров четыреххлористого углерода и активностью угля в отношении извлечения йода из раствора.

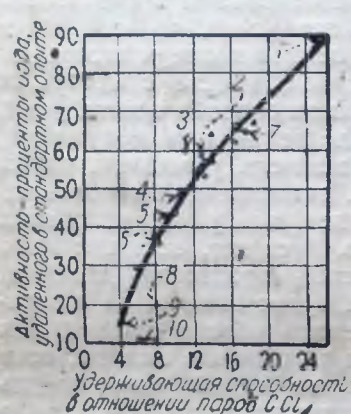


Рис. 23. Соотношение между удерживающей способностью и активностью углей (Chaney).

1 — активированный кокосовый уголь; 2 — уголь из водорослей; 3 — активированный мягкий уголь; 4 — активированный синтетический кокс; 5 — дарко; 6 — активированный антрацитовый уголь; 7 — норит; 8 — кровяной уголь; 9 — прокалившая ламповая сажа; 10 — кровяной уголь.

Примечание. Угли, не обозначенные, представляют собой активированный древесный уголь.

Зависимость между задерживающей способностью и активностью различных углей изображена на рис. 23. Для случаев, когда подлежащие адсорбции вещества находятся в молекулярной степени дисперсности, Чаней вводит новое соотношение построением кривой, связывающей активность с количеством растворимого масла, извлеченного различными углями, сильно отличающимися по плотности (рис. 24). Когда же подлежащие адсорбции частички вещества по природе своей являются коллоидальными, угли, эквивалентные по пористости или по кажущейся плотности, показывают адсорбционные емкости, прямо пропорциональные их активности, как видно из рис. 25, пока-

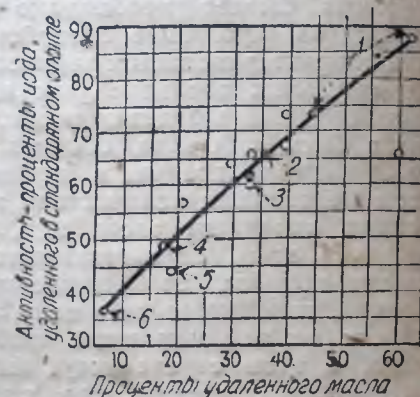


Рис. 24. Соотношение между активностью различных типов активированных углей и их способностью очищать спирт (Chaney). Все угли измельчены в порошок до степени прохождения их через сито в 20 меш, экстрагированы кислотой, тщательно промыты и просушены перед испытанием. Сырой необработанный спирт, содержащий нежелательную примесь масла, обработан на холоду 5% угля. Определение масла производилось с помощью нефелометра сравнением мутности при разбавлении.

1 — активированный кокосовый уголь; 2 — норит; 3 — активированный мягкий уголь; 4 — активированный синтетический кокс; 5 — дарко; 6 — активированный твердый уголь.

Примечание. Угли, не обозначенные, представляют собой активированный древесный уголь.

зывающего зависимость между активностью и обесцвечивающей способностью в случае растворов сахара. В табл. 6 приводится список изученных технических и специальных углей, расположенных в порядке убывающей обесцвечивающей способности в отношении стандартного раствора сахара [Ind. Eng. Chem. 15, 1252 (1923)]. В то время как плотности в столбце 1 и активности в столбце 2 не обнаруживают правильного уменьшения, отношение этих величин, отложенное как функция их обесцвечивающей способности, дает сравнительно плавную кривую. Чаней считает, что если степень чистоты угля постоянна, то адсорбционная способность угля в отношении коллоидальных частиц, при условии низкого содержания золы в угле, является функцией

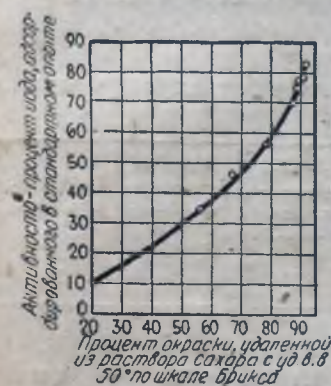


Рис. 25. Соотношение между активностью и обесцвечивающей способностью активированных углей в отношении раствора сахара (Chaney). Все угли обладают приблизительно одинаковой кажущейся плотностью, низким содержанием золы и измельчены в порошок, проходящий через сито в 200 меш. Для опытов по обесцвечиванию бралось 5% угля, считая по количеству присутствующих твердых веществ.

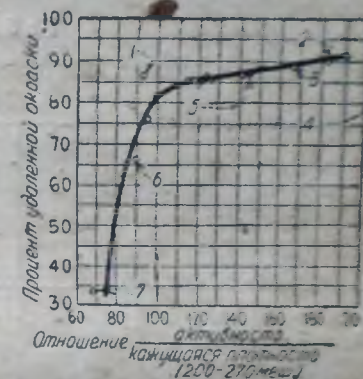


Рис. 26. Соотношение между отношением активности к кажущейся плотности активированных углей и их обесцвечивающей способностью в отношении сахара (Chaney). Все угли измельчены в порошок до степени прохождения их через сито в 200 меш, экстрагированы кислотой, тщательно промыты и высушены перед испытанием. Для обесцвечивания очень темного раствора сырого сахара в 50° по Бриксу бралось 10% угля, считая по количеству присутствующих твердых веществ. 1 — дарко; 2 — активированный кокосовый уголь; 3 — норит; 4 — уголь из водорослей; 5 — активированный мягкий уголь; 6 — активированный кокосовый уголь; 7 — активированный синтетический кокс.

Примечание. Все угли, не обозначенные, представляют собой актив. древесный уголь.

отношения активности к кажущейся плотности. Эта зависимость приводится на рис. 26.

В случаях специфического применения отдельных углей в промышленной практике, действие угля, количество потребного угля, его эффективность и т. д., определяются многими переменными факторами. Различные угли несомненно отличаются по своим характеристикам.

Когда жидкость, содержащая примеси, приводится в соприкосновение с углем, притяжение примесей углем больше, чем притяжение их жидкостью. Поэтому уголь адсорбирует примеси, подобные красящим веществам или веществам, сообщающим запах, привкус, до тех пор, пока не будет достигнуто равновесие, после

чего уголь не будет больше извлекать эти вещества из такого раствора. Если в этот момент отделить уголь от жидкости и ввести этот уголь в новое количество исходной жидкости (или более темной), то значительная часть примесей из этой жидкости будет извлечена углем, пока не будет достигнуто равновесие, соответствующее новым условиям. При вторичном применении угля будет извлечено меньшее количество примесей, чем при первом его применении, и если уголь применяется в третий раз, то количество извлеченных примесей будет еще меньше. Может показаться, что этот путь использования остаточной поглощающей способности угля может быть повторен много раз, однако на практике экономические, механические и производственные факторы определяют способ использования

Таблица 6

Сравнительные данные, относящиеся к различным активированным углям¹

Название угля	Кажущаяся плотность (200 — 270 меш)	Активность	Отношение активности к каж. плотности	% окраски, удаленной из раствора сахара	Содержание золы %
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	
Активированный древесный уголь . .	0,382	73,0	191	91,0	1,44
Активированный уголь из скорлупы кокосовых орехов .	0,548	95,0	173	90,0	0,83
Активированный древесный уголь . .	0,426	64,0	150	89,4	2,30
Уголь из морских водорослей	0,216	59,0	273	88,2	12,96
Норит	0,393	65,6	167	88,2	3,38
Активированный мягкий уголь	0,413	60,0	145	86,9	23,75
Активированный древесный уголь	0,472	67,5	143	86,8	2,97
	0,419	53,1	127	86,1	0,75
	0,528	65,9	125	86,1	2,15
	0,376	46,5	123	85,3	1,32
	0,471	56,0	118	85,2	0,88
	0,503	58,5	116	85,4	4,03
Дарко	0,470	44,0	93,6	85,7	25—30
Активированный древесный уголь	0,570	57,0	100	83,3	1,74
	0,647	62,5	96	76,5	1,04
Активированный уголь из скорлупы кокосовых орехов .	0,766	72,9	93	62,3	2,14
Активированный синтетический кокс .	0,714	48,5	68	33,3	9,19

Все угли измельчены до прохождения через сито в 200 меш, обработаны кислотой, тщательно промыты и перед испытанием высушены.

¹ C. H. a n e y, Ind. Eng. Chem. 15, 1252 (1923).

угля и целесообразное число раз его повторного применения. При соответственно уменьшающихся количествах жидкости, с которой уголь приходит в соприкосновение при каждой последующей обработке, — что в действительности осуществляется последовательным увеличением количества применяемого угля, — процент удаленных примесей остается тем же самым. Таким путем три последовательных загрузки жидкости, каждая из которых меньше предыдущей, могут быть обесцвечены все до одной и той же степени.

На практике скорость удаления углем примесей из раствора в течение первого периода соприкосновения очень велика и, постепенно уменьшаясь, достигает области, где увеличение времени соприкосновения не дает дальнейшего обесцвечивания. Удаление окраски обычно происходит более полно при более высоких температурах. При постоянном времени соприкосновения и температуре общее количество удаленных примесей, выраженное в процентах, изменяется с изменением процента примененного угля в ту же сторону по логарифмической кривой. Если два раствора, из которых один содержит значительно большее количество примесей, чем другой, подвергаются обработке в одних и тех же условиях в отношении времени соприкосновения, температуры и количества угля на единицу раствора, то из более разбавленного раствора будет удален больший процент от общего количества примесей в этом растворе.

Большинство окрашивающих веществ, встречающихся в промышленности, заряжено отрицательно, и обычно угли дают большее обесцвечивание с повышением кислотности раствора. Как уголь, так и примеси, подлежащие удалению, несут электрические заряды, и результаты показывают, что в общем адсорбционная способность углей в значительной степени зависит от разности в электрических зарядах между углем, с одной стороны, и частицей, коллоидом или краской (или ионом), которые должны быть адсорбированы, — с другой стороны. Кривые, приведенные в общей форме на рис. 27, показывают соотношение между кислотностью, нейтральностью и щелочностью раствора и адсорбцией углями веществ, обладающих различными электрическими свойствами.

При адсорбции неэлектролитов электроположительные вещества (краски вроде ропсеа red и других) извлекаются более эффективно в щелочном растворе, тогда как электроотрицательные вещества (краски вроде метиленаблау и большинства окрашенных примесей) удаляются углем более эффективно в кислых растворах. Амфотерные вещества, коллоиды, протенны, некоторые натуральные краски и т. п., которые в зависимости от pH раствора могут действовать или как кислоты или как основания, адсорбируются более эффективно вблизи изоэлектрической точки, в которой они не обнаруживают ни кислых, ни основных свойств.

В промышленной практике оптимальные условия для адсорбции часто не могут быть осуществлены, так как этому препятствуют

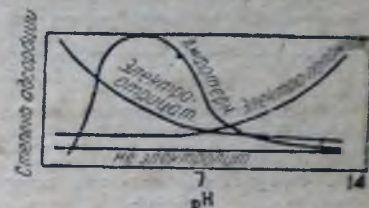


Рис. 27. Кривые, изображающие соотношение между концентрацией водородных ионов и адсорбцией углями веществ, обладающих различными электрическими свойствами.

различные факторы. Так например обесцвечивание растворов сахара происходит более эффективно в кислых растворах, но кислотность будет вызывать потери сахара вследствие инверсии. Тем не менее

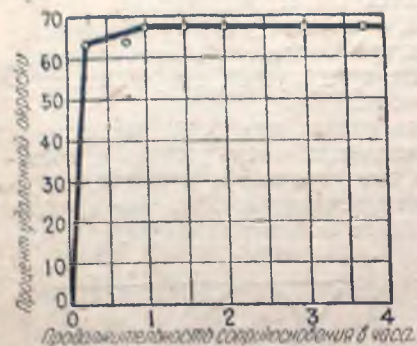


Рис. 28. Скорость обесцвечивания углем (Blowski и Bon). Температура 80°C. Уд. в. испытуемого раствора по Бриксу 47,5°. Первоначальная окраска 520° по Стаммеру¹. 4% угля по количеству твердых веществ.

были сделаны попытки приблизиться к оптимальным условиям для угля, хотя бы настолько, насколько это возможно, не вызывая этим других потерь или трудностей, которые могли бы стоить больше, чем достигаемые этим результаты.

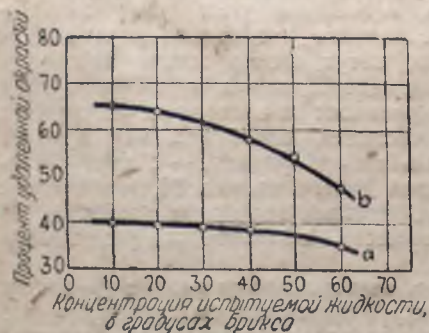


Рис. 30. Влияние концентрации на удаление окраски (Blowski и Bon). Температура 80°C. Время контакта 1 час. Первоначальная окраска 520° по Стаммеру. Процент угля, считая на сухой: а — 2%; б — 4%.

Для частных случаев обесцвечивания растворов сахара зависимость между продолжительностью соприкосновения и удалением окраски

¹ Колориметрическая шкала Стаммера (сахарная промышленность).

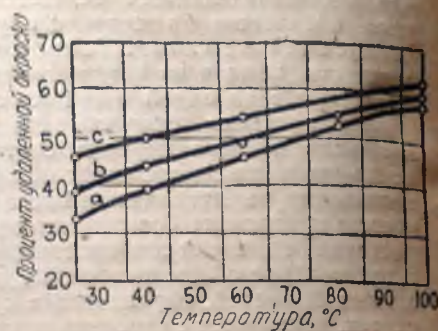


Рис. 29. Влияние температуры на удаление окраски углем (Blowski и Bon). Уд. в. испытуемого раствора по Бриксу 47,5°. 4% угля по количеству твердых веществ. Время контакта: а — 1/2 часа; б — 1/3 часа; с — 1 час. Первоначальная окраска 520° по Стаммеру.

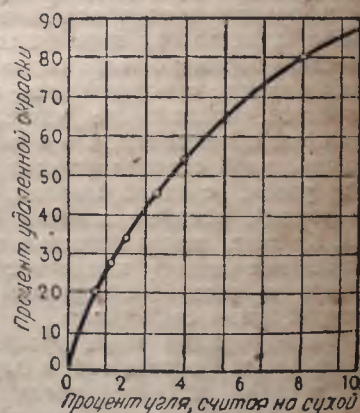


Рис. 31. Влияние количества угля на удаление окраски (Blowski и Bon). Сахарный сироп в 47,5° по Бриксу; 520° по Стаммеру; время контакта 1 час; температура 80° C.

дается на рис. 28, влияние температуры на удаление окраски — на рис. 29, влияние концентрации раствора сахара на удаление окраски — на рис. 30, влияние количества угля на удаление окраски, выраженное в процентах от общей окраски, — на рис. 31, и зависимость между pH раствора и процентом удаленной окраски — на рис. 32.

Различные типы окраски, имеющие место в разных стадиях рафинирования сахара, дают с каким-нибудь одним данным сортом угля отличные одна от другой изотермы. На рис. 33 показано влияние вида окраски на зависимость между общим количеством удаленного красителя, выраженным в процентах и количеством примененного угля. На рис. 34 и 35 показано влияние вида и количества угля на удаление окраски из различных растворов сахара.

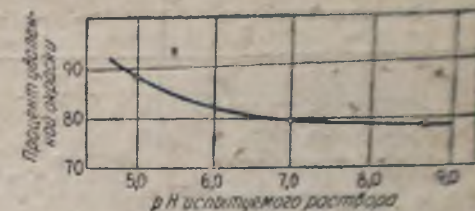


Рис. 32. Влияние pH на обесцвечивание (Blowski и Bon). Раствор промытого сахара-сырца; чистота 98,8° по Бриксу 47,5°; окраска 15° по Стаммеру.

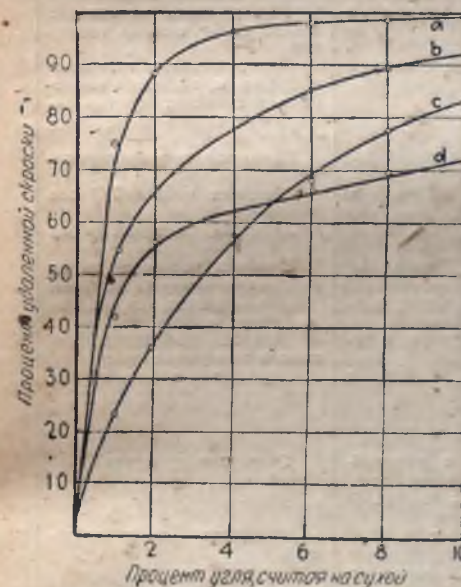


Рис. 33. Изотермы обесцвечивания, иллюстрирующие влияние типа окраски на обесцвечивание (Blowski и Bon). Испытуемые растворы: а — раствор промытого сахара-сырца 18° по Стаммеру; б — гранулированный сироп № 3, 9° по Стаммеру; с — раствор сахара (crystallizer remelt sugar); 520° по Стаммеру; d — раствор № 555, 14° по Стаммеру. Температура 80° C. Уд. в. испытуемых растворов 47,5° по Бриксу. Время контакта — 1 час.

и количеством примененного угля. На рис. 34 и 35 показано влияние вида и количества угля на удаление окраски из различных растворов сахара.

Применение обесцвечивающих углей. Некоторые из наиболее важных случаев применения обесцвечивающих углей в промышленности приводятся в табл. 7. Метод применения активированных углей является довольно простым (рис. 36). Жидкость, подлежащая обработке, хорошо перемешивается и приводится в тесное соприкосновение с определенным количеством угля, которое устанавливается предварительным лабораторным испытанием; вся масса доводится до наиболее подходящей температуры и перемешивается от 15 до 30 мин. Уголь, содержащий примеси, прочно адсорбированные на его громадной поверхности, удаляется из жидкости отстаиванием или простым фильтрованием. Для достижения наибольшего эффекта работы громадное значение имеет способ перемешивания, применяемый для получения необходимого соприкосновения между активированным углем и обрабатываемым веществом.

Таблица 7

Применение углей типа обесцвечивающих

Очищаемый продукт	Что удаляется	Примечание
Неорганические соли: Бура, $MgSO_4 \cdot 7H_2O$, $Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$, $PbCl_2$, $ZnSO_4$	Окраска Окраска и запах	Удаление H_2S
Неорганические кислоты: H_2BO_3 , H_3PO_4 , Винокаменная кислота Лимонная кислота Иод $NaCl$ Галловая кислота	Окраска Окраска и коллоиды То же — Вг Окраска и коллоиды	Способствует кристаллизации Иод из морской воды Извлечение брома Способствует кристаллизации
Сидр Вина	Окраска и запах Окраска, запах и бактерии	Дает более приятный вкус Дезодорация, осветление и "старение" винных напитков
Глицерин	Окраска и коллоиды	Предотвращает вспенивание при применении глицерина в составах против замерзания воды в радиаторах
Секловинный сахар	Окраска и коллоиды	Помогает в рафинировании
Тростниковый сахар	Окраска, коллоиды и зола	Заменяет костяной уголь
Глюкоза	Окраска, запах и зола	Заменяет костяной уголь
Хлебный сахар (corn sugar)	Окраска, запах и зола	Очистка растворов перед концентрированием упаркой
Различные сиропы (maple sugar, sorghum sugars) Употреблявшийся консервирующий сироп Желатина	Окраска, запах, коллоиды и камедь Окраска, вкус и запах Окраска, запах и вкус	Производство однородного продукта Делается пригодным для нового употребления Улучшения вида продукта
Лекарства: Салициловая кислота, салицилаты, хины и соли его, энетанид, кофеин и тент, алкалоиды Фотографические химикаты Февол	Окраска и разнообразные примеси; коллоиды и камедь Окраска и т. п. Окраска, запах и тиофены	Очищение продукта Облегчает кристаллизацию
Органические жидкости: Спирты, ацетовые масла, спиртовый раствор душистых веществ (cologne spirits) Нафта, газолит, CCl_4 , растворитель Stoddard	Окраска и посторонний запах Окраска, запах, жир, коллоиды	Улучшение продукта Допускает повторное применение растворителя; очистка допускает применение непрерывного метода

Продолжение табл. 7

Очищаемый продукт	Что удаляется	Примечание
Душистые масла Агар-агар	Окраска и посторонний запах Окраска и запах	Улучшение продукта Допускает производство продукта, пригодного для применения в пищевой промышленности
Питьевая вода	Окраска, запах и вкус	В особенности полезен для удаления привкуса, обусловленного малыми количествами примесей
Растительные масла	Окраска и запах	Уголь обычно применяется в сочетании с фуллеровой землей или отбеливающими глинами при рафинировании растительных масел
Растительные масла, сырые	Коллоиды, смолы, фосфатиды и т. п.	Уголь обычно применяется с диатомитом; дает масло более устойчивого качества и с более низким содержанием свободных жирных кислот
Свиное сало	Окраска и запах	Уголь применяется с диатомитом
Рыбий жир Медицинские масла	Окраска и запах Окраска, запах и вкус	— Делает продукт более приятным на вкус

Обесцвечивающее, очищающее и дезодорирующее действие углей сильно зависит от степени соприкосновения, которая в свою очередь является функцией чистоты угля, величины его эффективной поверхности и способа и продолжительности перемешивания.

На рис. 37 изображена типичная схема, показывающая применение активированных углей для очистки растительных масел, в частности для очистки хлопкового масла.

Характеристики наиболее важных активированных углей, встречающихся на американском рынке, приводятся в табл. 8.

Таблица 8
Характеристика адсорбирующих углей

Название угля	% углерода	% золы	% растворимого в HCl	pH водного экстракта
Норит	93 — 96	4,5 — 6,5	2 — 3	7,8 — 8,3
Дарко	65 — 70	25 — 30	0,5	4,5 — 6
Карброкс	94	6,5	0,5	6,5 — 7
Сучар	97 — 99	2 — 3,5	1,2 — 2,4	6,3 — 7
Нучар W	96 — 98	2 — 3,5	1,3 — 2,5	7,5
Нучар 2	90 — 95	5 — 10	3 — 7	7,8
Карборазия	84 — 87	3 — 4	—	ниже 5
Костяной уголь	9 — 10	90	—	—

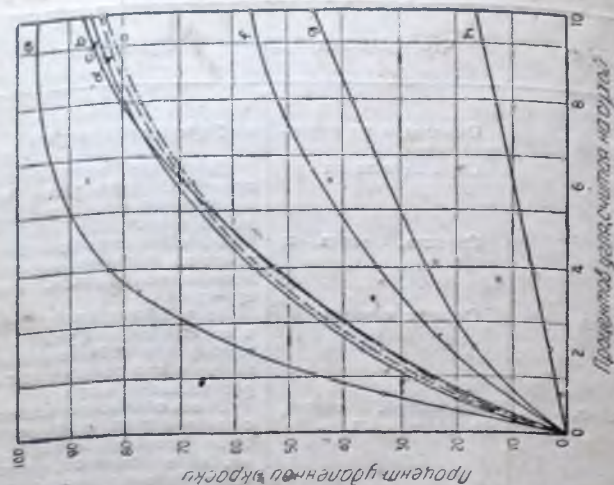


Рис. 35. Сравнение действия различных растительных углей на сахарный сироп (Blowick и Волл).
Изотермы обесцвечивания: а — уголь "Е"; б — сучар; в — норит; г — дэрко; е — карборкс; ф — чар-карбон; ж — уголь в порошке; и — новый уголь. — Окраска раствора 530° по Стаммеру; уд. в. 47,5° по Бриксу; чистота 81,8°.

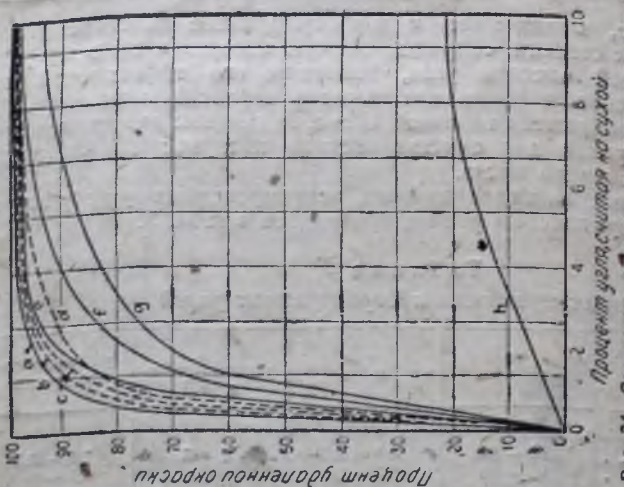


Рис. 34. Сравнение действия различных растительных углей на раствор промышленного сахара (Blowick и Волл).
Изотермы обесцвечивания: а — уголь "Е"; б — сучар; в — дэрко; г — карборкс; е — норит; ф — чар-карбон; ж — новый уголь мелкий (fine char ground); и — гранулированный новый уголь. Испытывался раствор промышленного сахара-сырца; чистота 81,8°; уд. в. 47,5° по Бриксу; окраска 20° по Стаммеру. Время контакта 1 час; температура 80° С.

Сучар (Suchar Process Corp., New York) представляет собой активированный растительный уголь, который специально производится для рафинирования сахара и сиропов. Он выпускается на рынок в двух

сортах: стандартный сучар, который вырабатывается в течение уже многих лет и применяется для рафинирования сахара, и сучар А — более новый продукт, обладающий более высокой активностью. Оба эти угля являются очень хорошими адсорбентами и удерживают воду в количестве, приблизительно вдвое превосходящем их собственный вес. Для того чтобы приготовить смесь, которая будет легко течь, на 1 вес. ч. сучара необходимо взять 6,5 вес. ч. воды. Один кубометр влажной массы, содержащей приблизительно 75% воды, весит приблизительно 800 кг. Чтобы заставить такую влажную массу течь, необходимо добавить к ней воду в количестве $\frac{7}{8}$ от веса массы.

Из 28 л исходной влажной массы получают тогда объем в 40 л, или двойной объем сравнительно с прибавленной водой. Ситовой анализ угля дает 8%, задерживающихся на сите в 60 меш, и 50%, задерживающихся на сите в 200 меш.

Сахарорафинадные заводы, применяющие сучар-процесс, находятся в действии в США, Порто-Рико, Филиппинских островах, Кубе, Мексике, Сан-Доминго, Гаити, Бразилии и Натале (Южная Африка). Процент угля, применяемого для очистки сахара, несколько колеблется и зависит от качества исходного материала и характера требуемого конечного продукта. Эти количества угля находятся в пределах от 1,3 до 2,5%. Сучар можно поэтому считать в 30 — 40 раз более активным, чем костяной уголь, так как количество костяного угля, применяемого при рафинировании сахара, лежит в пределах от 40 и до 100% от веса сырого сахара.

Стоимость рафинирования неизбежно будет зависеть от размера установки, от степени рационального использования ее и от других условий, однако в среднем обработка каждых 45 кг рафинированного сахара будет стоить на 20 центов дешевле, чем рафинирование костяным углем.

Преимуществами сучар-процесса является также и то, что при нем требуются лишь небольшие количества воды и что расход топлива не велик. Благодаря этому сучар-процесс оказывается применимым для рафинирования сахара в тропиках, где и произрастает исходное сырье. При этом избегается упаковка сырого сахара и отправка его в отдаленный порт. Благодаря меньшим объемам применяемого угля размеры нужного оборудования оказываются намного меньше тех, которые применяются при работе с костяным углем, что влечет за собой уменьшение капиталовложений в строения и оборудование. Первоначальные вложения на рафинирование при помощи сучар-про-

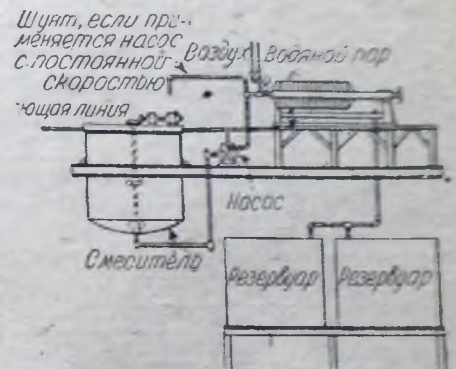


Рис. 36. Типичная установка для применения угльных адсорбентов ("контактное фильтрование").

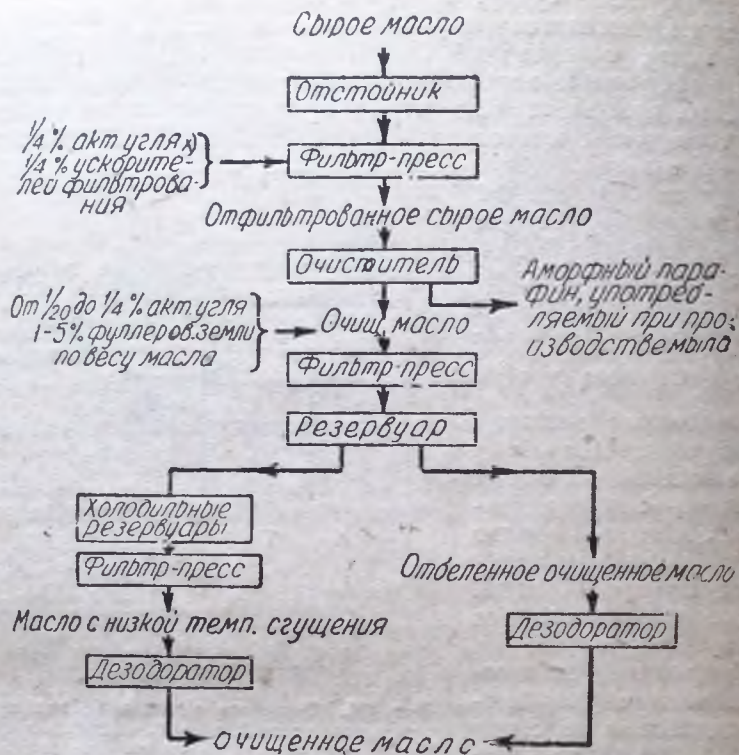


Рис. 37. Рафинирование хлопкового масла.

цесса при одинаковой производительности установки составляют примерно около половины вложений, необходимых при рафинировании костяным углем. Примерная схема сучар-процесса приведена на рис. 38.

Подобные же до некоторой степени методы рафинирования разработаны и другими производителями угля. Представление о приблизительной стоимости применения норита (General Norit Co., Ltd. Amsterdam, Holland) может быть получено из следующих данных:

Таблица В

Статьи расхода	В англ. фунтах	В амер. долларах
20 кг норита по 1 шилл. (\$ 0,24)	£ 1	\$ 4,87
350 кг кокса	12 шилл.	2,92
Ткань для фильтров	8 "	1,95
100 кг кислоты по 4 шилл. за 100 кг	4 "	0,97
Три смены по 5 чел., 15 человек (включая человека у прессов и человека у насосов и монжю)	£ 9	43,80
Всего	£ 11 4 шилл.	\$ 54,51

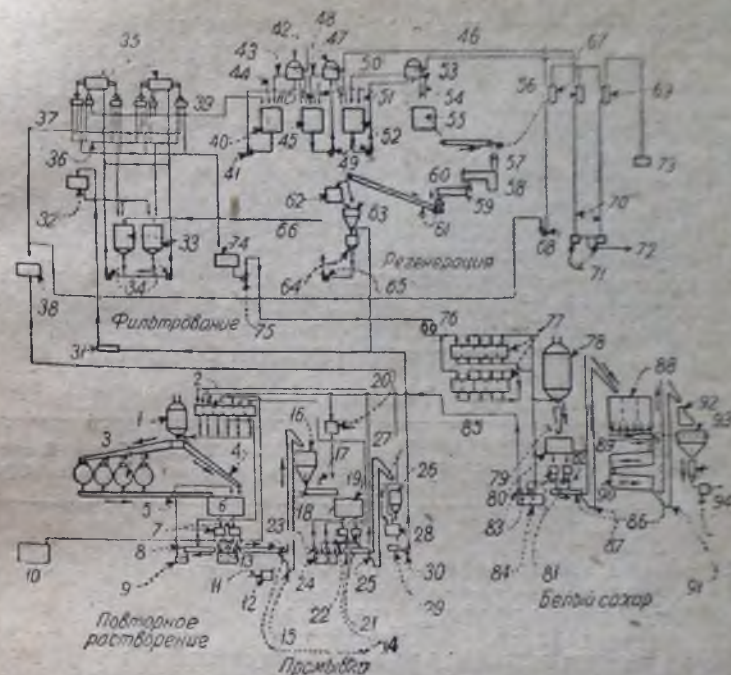


Рис. 38. Схема сучар-процесса рафинирования сахара в тропиках с применением активированного угля.

1 — чан для повторного растворения; 2 — резервуары для повторного растворения; 3 — кристаллизаторы; 4 — желоб; 5 — шнек; 6 — смеситель; 7 — центрифуги; 8 — смеситель; 9 — насос; 10 — хранилище для мелассы; 11 — ввод сырья; 12 — мерник; 13 — желоб; 14 — шнек; 15 — элеватор для сырья; 16 — бункер для сырого сахара; 17 — холодная вода; 18 — смеситель; 19 — смеситель; 20 — бак для питания смесителя; 21 — центрифуги; 22 — желоб; 23 — насосы; 24 — резервуар для сточной воды; 25 — элеватор для промытого сахара; 26 — бункер для промытого сахара; 27 — горячая вода; 28 — котел для растворения сахара; 29 — сито; 30 — насос; 31 — нагреватель; 32 — резервуар; 33 — смеситель; 34 — насосы для загрузки автоматических фильтров; 35 — автоматические фильтры; 36 — возврат мутного раствора; 37 — чистая (сладкая) вода; 38 — резервуар для чистой (сладкой) воды; 39 — грязь; 40 — резервуар для грязи; 41 — насос для грязи; 42 — фильтр для грязи; 43 — переливная труба; 44 — горячая вода; 45 — бак с кислотой; 46 — чистая (сладкая) вода; 47 — фильтр для кислоты; 48 — переливная труба; 49 — насос для грязи, обработанной кислотой; 50 — переливная труба; 51 — горячая вода; 52 — бак для промывных вод; 53 — фильтр для промывных вод; 54 — спускной желоб; 55 — бункер для обработанного сахара; 56 — транспортер для обработанного сахара; 57 — спускной желоб; 58 — сушилка; 59 — регенератор; 60 — чистый сучар; 61 — транспортер для регенерированного сахара; 62 — бункер для регенерированного сахара; 63 — измерительная воронка; 64 — увлажнительный резервуар; 65 — насос для увлажненного сахара; 66 — увлажненный сучар; 67 — приемники; 68 — насос к приемнику; 69 — холодильник; 70 — барометрический столб; 71 — насосы, применяемые в тех случаях, когда давление воды в 34 ф. недоступно; 72 — в канализацию; 73 — вакуумный насос; 74 — резервуар для конечного фильтрата; 75 — насос для конечного фильтрата; 76 — конечные фильтры; 77 — резервуары для питания чанов; 78 — вакуумный чан; 79 — желоб; 80 — смеситель; 81 — центрифуги; 82 — желоб; 83 — насосы; 84 — резервуар для сточной воды; 85 — остаточная сточная вода, на случай сахара или в отделение повторного растворения; 86 — винтовой транспортер; 87 — элеватор для влажного белого сахара; 88 — бункер для смешивания; 89 — спускной желоб; 90 — гранулятор; 91 — элеватор для сухого белого сахара; 92 — сито; 93 — мерник-бункер; 94 — рафинированный сахар.

Сахарорафинальный завод с системой трехкратной кристаллизации перерабатывающий 900 т свеклы за 24 часа, будет производить около 4% второго продукта (сахар В) и 2% третьего (сахар С) по весу свеклы, т. е. около 54 т. Если раствор второго и третьего продуктов обрабатывается норитом и стоимость расходов на 1 т сахара выражается суммой около 29 центов, как рассчитано было выше, то общая величина расходов составит около 15,82 долл. в день.

Завод тростникового сахара, производительностью в 180 т с установкой двойного фильтрования раствора, должен потреблять при первом фильтровании 1,5% норита от веса сахара в растворе и 1% во втором фильтровании. Ежедневный расход свежего норита составит максимум 5% от того количества норита, которое потребляется во втором фильтровании, или 73 цента на 1 т сахара. Стандартный норит, который может быть эффективно регенерирован, стоит 24 цента за 1 кг.

Таблица С

Статьи расхода	В англ. фунтах	В амер. долларах
100 кг норита по 1 шилл. (\$ 0,24)	£ 5	\$ 24,33
1200 кг кокса	3	14,60
Ткань для фильтров	2	9,73
500 кг кислоты по 4 шилл. (\$ 0,97) за 100 кг	1	4,87
3 смены по 9 чел., 27 человек	16 4 шилл.	78,83
Всего	£ 27 4 шилл.	\$ 132,36

В производстве свекловичного сахара активированный уголь, примером которого может служить уголь Дарко, вносится в карбонизированный и „сульфированный“ жидкий сироп, как только тот вступает в выпаривательный аппарат, оставаясь в контакте с ним в течение всего периода выпаривания. Уголь удаляется на фильтр-прессах для густого сиропа. Этот „концентрационно-контактный“ метод не только облегчает выпаривание, но допускает также и полное использование адсорбционной способности угля, поскольку равновесие между углем и примесями постоянно изменяется в направлении увеличения концентраций примесей в окружающем соке, способствуя таким образом процессу адсорбции. Окончательное удаление коллоидных, гуминовых и других органических несхаристых веществ дает легко кипящий в вакуум-аппаратах густой сироп, сокращает время кипячения, дает более белые кристаллы и обычно улучшает качество сахара.

Экономичность и удобство работы с активированным углем показываются его применением. Соотношения, в которых уголь применяется, колеблются между 0,05 и 0,26% от количества изготовленного сахара, что снижает стоимость угля до величины, меньшей чем 2 цента на 45-килограммовый мешок. Никакого специального оборудования для работы с углем не требуется. Процесс приспособляется к оборудованию, уже имеющемуся на свеклосахарном заводе.

Очистка воды. Костаной уголь и некоторые другие активированные угли в начале их появления применялись в течение ряда лет в ограниченных количествах в домашних или других массовых фильтрах. Недавние исследования, проведенные в связи с водоснабжением Чикаго, показали, что активированные угли могут иметь большое значение для удаления запахов и привкусов из питьевой воды. В декабре 1927 г. Чикаго испытал заражение его водоснабжения (из-за фенолов), вероятно наибольшее из всех, которые когда-либо испытывались каким-нибудь большим городом США. Связанные с этим убытки, главным образом по пищевым продуктам, оценивались в полмиллиона долларов. Пища, приготовленная с водой почти в 200 тыс. домов, так сильно отзывалась хлорфенолом, что не могла быть использована. Несколько широко поставленных опытов показали, что активированные угли экономично и эффективно удаляют подобные нежелательные привкусы и запахи. Работа, проведенная в Чикаго, установила, что активированные угли представляют средство борьбы против фенольных и хлорфенольных привкусов. Последний из этих продуктов получался при действии хлора (который применялся для уничтожения бактерий) на фенол или на вещества фенольного характера, присутствующие в воде.

Многие воды бывают загрязнены таким количеством разнообразных соединений, что может оказаться более целесообразным „перехлорировать“ воду с целью уничтожения таких соединений, которые могут хлорироваться, с тем чтобы затем для удаления избытка хлора и некоторых соединений, не затетых хлором, применить активированный уголь.

Результатом применения этого метода является получение питьевой воды, обладающей превосходным вкусом. В Кливленде активированный уголь применялся этим путем для удаления из воды хлора. Уголь, значительно менее активный, чем многие из имеющихся на рынке в настоящее время, применяется для этой же цели в Англии в течение двух десятилетий. Прибавление к воде избытка хлора влечет за собой перевод некоторых, придающих привкус, соединений в другие, которые совсем не дают или дают лишь небольшой привкус. Химические методы удаления избытка хлора, вроде прибавления SO_2 , по-прежнему не достигают ничего кроме удаления избытка свободного хлора превращением его в HCl . Другой метод, применяющий KMnO_4 , сводится к окислению органических соединений.

Все виды подобной обработки удаляют из воды весьма мало продуктов или даже совсем ничего не удаляют — точнее, переводят часть неприятных и дурно пахнущих веществ в соединения, не обладающие этими свойствами. Активированные же угли эти нежелательные составные части из воды действительно извлекают. В этом отношении они дают результаты, более удовлетворительные, чем достигаемые химической обработкой. Это подтверждается также и опытом больших установок.

Вследствие различия их по физическим свойствам промышленные угли применяются в двух видах: 1) в виде порошка, когда уголь добавляется в небольших количествах к воде, от которой он затем отделяется отстаиванием или фильтрованием; 2) в зернистом виде, когда уголь применяется в стационарных фильтрах, через которые проходит вода. Подобного рода установка показана на рис. 38.

В Европе активированный уголь находит значительное применение для небольших домашних фильтров для воды. Конструкция этих фильтров приводится на рис. 40.

Угли для адсорбции газов

Способность древесного угля удалять запахи путем адсорбции была известна уже довольно давно. Гунтер [Hunter, Phil. Mag. (4) 25, 364 (1863); J. Chem. Soc. 18, 285, (1865); 20, 160 (1867); 21, 186 (1868); 23, 73 (1870); 24, 27 (1871); 25, 649 (1872)] показал, что многие различные газы и пары адсорбируются древесным углем в значительной степени. В число изученных им веществ входят: CH_3COOH , H_2O , C_6H_6 , $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$, CCl_4 , этилацетат, CH_3OH , CHCl_3 , $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$, CH_3CHO , CS_2 , $(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$, NH_3 , $(\text{CN})_2$, HCl , N_2O , CO_2 , N_2 и H_2 .

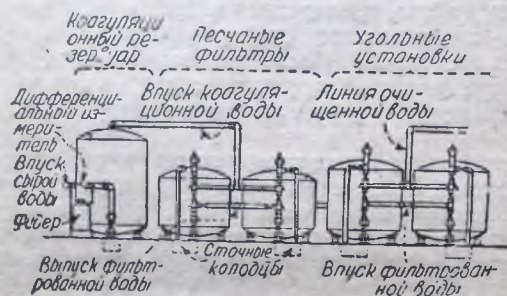


Рис. 39. Установка для фильтрации воды через активированный уголь, состоящая из коагуляционного резервуара под давлением, фильтров под давлением и угольных очистителей.



Рис. 40. Домашний фильтр для воды, распространенный в Европе.

Дьюар [Dewar, Proc. Roy. Soc. 74, 124 (1924)] измерял адсорбцию A , He , H_2 , N_2 , CO и O_2 при низких температурах. В общем адсорбция увеличивается с повышением давления и уменьшается с повышением температуры. Угли, приготовленные из разных сортов дерева, сильно различаются между собой, как это показано некоторыми из результатов, полученных Гунтером в отношении адсорбции NH_3 , CO_2 и $(\text{CN})_2$ на различных древесных углях (табл. 9).

Лемон и Блоджетт [Lemon and Blodgett, Phys. Rev. (2) 14, 394 (1919)], Вильсон [Wilson, Phys. Rev. (2) 16, 8 (1920)], Ламб и Кулидж [Lamb and Coolidge, J. Am. Chem. Soc. 42, 146 (1920)] нашли, что для N_2 , O_2 , CCl_4 , $(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$, CH_3OH и для паров ряда других веществ адсорбция весьма близка обратному отношению их молекулярным объемам. В отношении этого процесса обобщения весьма затруднительны и могут ввести в заблуждение, так как адсорбция представляет собой совершенно особый процесс, являясь функцией от природы газа, температуры, давления, типа адсорбента, его активности, происхождения, метода приготовления и срока работы его, а также и от ряда других факторов. Промышленные активированные газовые угли могут сильно отличаться по пористости, плотности, прочности, твердости и адсорбционной способности. Рей [Ray, Chem. Met. Eng. 28, 977 (1923)] устанавливает следующее. В отношении

Таблица 9

Адсорбция газов древесным углем, полученным из различных сортов дерева

(Объемы газа на объем угля)

Сорт дерева	Объем NH_3	Объем CO_2	Объем CS_2
Кампешевое дерево	111	55	87
Черное эбеновое дерево	107	47	90
Samwood (Baobha nitida)	91	45	—
Зеленое эбеновое дерево	90	41	—
Желтое (фустиковое) дерево (Kyba)	90	58	—
Бакаут, железное дерево (Lignum vitae)	89	47	—
Самшит (буковое дерево)	86	31	29
Кампешевое дерево с Ямайки	69	33	—
Sappan wood (Caesalpinia sappan)	70	32	—
Бук	58	—	—
Розовое дерево	51	—	—
Wistaria sinensis	44	—	—
Альбумин ореха южноамериканской пальмы (vegetable ivory)	—	50	57
Скорлупа кокосовых орехов	176	71	114

угля для адсорбции газов основное пожелание заключается в том, чтобы он обладал максимальной адсорбционной емкостью на единицу объема его (что предпочтительнее, чем на единицу веса). Это значит, что в единице объема должна содержаться наибольшая масса активированного угля, сохраняя однако свободный доступ или проход ко всем частям массы угля. Другими словами, уголь не должен быть слишком плотным, в противном случае он окажется непроницаемым для газа; но его не следует доводить и до слишком большой пористости, чтобы не расходовать напрасно адсорбционного материала при его получении.

Если плотность угля падает ниже некоторой минимальной критической величины, то адсорбционная способность его на единицу объема начинает уменьшаться. Лучший уголь бывает сравнительно плотным. Активированный уголь из скорлупы кокосового ореха с максимальной адсорбционной способностью на единицу объема обладает кажущейся плотностью приблизительно в 0,66. Плотность более высокая, чем эта, указывает на то, что максимальная поверхность не достигнута, а плотность более низкая показывает, что уголь содержит слишком крупные поры и что адсорбционная способность его на единицу объема вследствие этого уменьшилась. Вопрос о должном размере и количестве пор связан также с вопросом о механической прочности. Угли, которые предназначены для применения их для промышленной адсорбции газов и паров, должны быть механически прочными, чтобы быть в состоянии противостоять измельчающему и истирающему действию, которому они обычно подвергаются. К счастью, такие материалы, как активированный уголь из кокосового ореха и некоторые активированные синтетические продукты, обладающие на единицу объема максимальной адсорбционной способностью, являясь в то же время и механически

прочными и замечательно подходящими для сопротивления измельчающему и истирающему действию.

Значительное количество экспериментальных работ [Mantell, "Industrial Carbon", p. 157, Van Nostrand, New York 1928; Chaney, Trans. Am. Electrochem. Soc. 36, 91 (1919); Ray, Chem. Met. Eng. 28, 977 (1923)] указывает на то, что если свободный углерод освобождается из его соединений при температуре ниже приблизительно 600—700°, то он бывает активным или способным к активации, тогда как уголь, выделившийся при более высоких температурах, обычно оказывается неактивным и не способным к активации. Чаней (Chaney) высказывает поэтому предположение, что активный уголь является по существу особой формой аморфного углерода, выделившегося

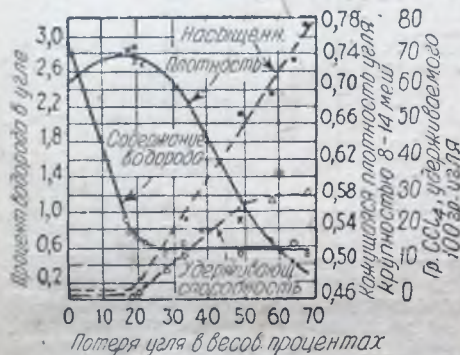


Рис. 41. Изменение свойств коксового угля в зависимости от времени его активации (Ray).

в основном из прочного комплекса углеводородов, адсорбированного на основании, состоящем из активного угля. Эти первичные угли не обладают высокой специфической адсорбционной способностью, так как в них активный углерод насыщен адсорбированными на нем углеводородами.

Первичные угли активируются селективным окислением оставшихся на поверхности адсорбента углеводородов. Окисляющими агентами могут служить воздух, CO_2 , водяной пар и др. На рис. 41 изображены изменения в свойствах коксового угля, активированного при 1000° в течение различного периода времени. Величины, характеризующие насыщение угля, получены путем просушки угля под вакуумом и последующего насыщения его паром. Если этот насыщенный уголь нагреть до 100° при давлении в 2 м.м., то большая часть пара, сконденсировавшегося в капиллярах, удаляется, на угле же остаются только пары, прочно удерживаемые благодаря адсорбционной способности угля. Вес этого оставшегося пара носит название „удерживающей способности“ (retentivity) или „специфической адсорбционной емкости“ угля. Активированные угли могут быть дезактивированы в результате соприкосновения с газообразными углеводородами при высоких температурах, как видно из рис. 42.

Адсорбция газов и паров активированным углем и другими адсорбентами основана на двух факторах: первый — удерживающая спо-

собность или специфическая адсорбционная емкость, а второй — капиллярная конденсация. Сумма действий обоих этих факторов представляет собой полную адсорбционную емкость или величину насыщения. Сравнительные величины этой удерживающей способности для различных активированных углей и силикагелей в отношении паров CO_2 приведены в табл. 10.

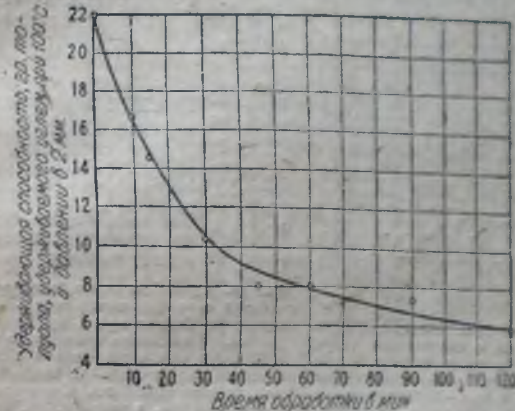


Рис. 42. Дезактивация активированного угля при обработке газом (Ray). Натуральный газ проходит через активированный коксовый уголь, температура которого поддерживается в 100° С. За меру активности взята удерживающая способность в отношении толуола.

Таблица 10

Адсорбционная способность активированных углей и других веществ¹
(Насыщение в чистых парах при 25° С. Удерживающая способность при 100° С и давления в 3 м.м. Hg)

Вещество	Кажущаяся плотность, 8—14 меш	Адсорбционная способность, выраженная в граммах CO_2 , удерживаемого 100 г адсорбента		
		общая	капиллярная	специфическая
Активированный уголь А	0,465	110,9	80,9	29,9
Активированный уголь В	0,500	103,8	75,8	27,9
Активированный уголь С	0,542	95,7	68,7	26,9
Активированный уголь D	0,560	79,5	51,5	27,9
Силикагель А	0,720	19,8	17,8	2,0
Силикагель В	0,700	39,2	37,2	2,0
SiI-O-Gel	—	12,3	10,3	2,0

¹ Ray, Chem. Met. Eng., 28, 977 (1923).

Влияние различия адсорбционных свойств различных адсорбентов показано на рис. 43 и в табл. 11. Относительная ценность различных адсорбентов для извлечения паров из их смесей с газами может быть определена путем сравнения их динамической активности, т. е. количества пара, поглощаемого до момента проскока.

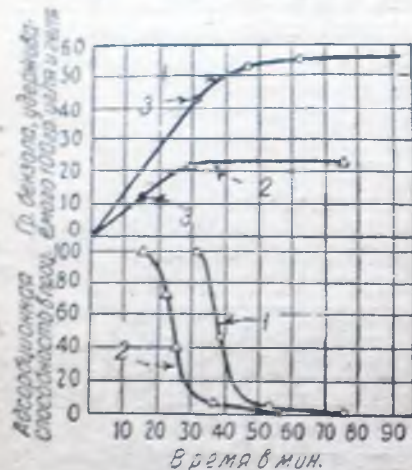


Рис. 43. Адсорбция бензола активированным углем и силикагелем (Ray). Концентрация паров бензола как в опытах с углем, так и с силикагелем была 0,383 г/л. 1 — активированный уголь; 2 — силикагель; 3 — точка проскока.

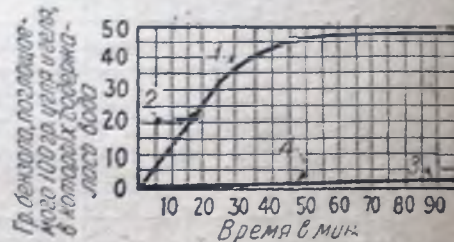


Рис. 44. Адсорбция паров бензола из сухого воздуха активированным углем и силикагелем, содержащими воду (Ray). Воздух, содержащий пары бензола, проходит со скоростью в 500 см³ в мин. через равные объемы угля и геля. Температура 25° С. Концентрация паров бензола 0,0366 г/л. Содержание воды: в угле — 34,6%, в геле — 16,3%. 1 — активированный уголь; 2 — точка проскока; 3 — силикагель; 4 — мгновенный проскок.

Таблица 11

Адсорбция бензола из сухого воздуха активированным углем и силикагелем¹

(Уголь и силикагель 8—14 меш брались в одинаковых объемах (30 см³). Температура 25°).

Адсорбент	Концентрация пара, в г/л	Скорость паро-воздушной смеси, см ³ в мин.	Время до проскока в мин.	Количество граммов растворителя, адсорбированного			
				до проскока		до насыщения	
				на 100 г	на 100 см ³	на 100 г	на 100 см ³
Уголь А	0,383	500	31,5	43,39	20,83	55,94	26,85
Гель В	0,383	500	15,0	12,83	9,24	22,94	16,52
Уголь В	0,370	500	32,0	37,86	18,93	47,50	23,85
Уголь С	0,403	500	23,5	32,98	16,47	48,35	22,66
Уголь D	0,383	500	22,0	25,30	13,17	33,80	18,93
Гель А	0,392	500	4,65	4,08	3,26	12,69	10,15
Уголь В	0,084	1000	50,75	32,00	16,00	39,39	19,70
Гель В	0,088	1000	23,50	9,41	6,77	19,36	13,94
Уголь D	0,092	1000	42,00	23,69	13,03	30,39	16,71
Гель А	0,092	1000	9,13	8,63	2,90	11,63	9,30

¹ Ray, Chem. Met. Eng. 28, 977 (1923).

Моментом проскока называется, как известно, время до наступления которого активированный уголь полностью извлекает весь пар из пропускаемой через него паро-воздушной смеси и после которого это извлечение становится неполным и начинает постепенно снижаться. Момент проскока зависит от размера частиц угля, толщины слоя его, скорости прохождения газа, концентрации паров и других факторов, однако динамическая активность всегда меньше величины, характеризующих полное насыщение при данной концентрации (т. е. статической активности).

Если концентрация адсорбируемых газов или паров в газовой фазе достаточно велика, то ценность адсорбента является функцией от величины его насыщения; если же концентрация подлежащих адсорбции газов или паров низка, то ценность адсорбента определяется по уменьшающейся способности.

Активированный уголь обладает специфической особенностью адсорбировать пары углеводородов предпочтительнее, чем пары воды, тогда как силикагель поглощает воду предпочтительнее перед углеводородами. Это показано в табл. 12 и на рис. 44. Как видно из этих данных, влажный активированный уголь адсорбирует бензол, тогда как влажный силикагель его уже не адсорбирует.

Таблица 12

Избирательная адсорбция бензола и водяного пара активированным углем и силикагелем¹

(Уголь и силикагель 8—14 меш применялись в разных объемах. Сухой воздух, содержащий пары бензола, или воздух, содержащий приблизительно равные по весу количества водяного пара и паров бензола, проходил со скоростью в 3000 см³ в мин.)

Адсорбент	Вес адсорбента в г	Воздух	Концентрация бензола в г/л	Проскок		Насыщение	
				время, в мин.	колич. удерж. бензола в %	время, в мин.	колич. удерж. бензола в %
Уголь В	33	сухой	0,0133	230	37,5		
Уголь В	33	сухой	0,017	207	31,9	420	34,5
Гель В	50	сухой	0,0134	62	5,0	420	12,9
Гель В	50	сухой	0,0137	68	5,5		
Уголь В	33	влажн.	0,0142	166	21,3		
Уголь В	33	влажн.	0,0142	162	20,8	420	37,3
Гель В	50	влажн.	0,0135	29	2,4	420	8,8
Гель В	50	влажн.	0,0178	28	3,9	420	6,6

Примечание. Количество бензола, адсорбированного из влажного воздуха, определялось путем удаления его из адсорбента водяным паром и взвешиванием его.

Значительная часть адсорбированных паров легко может быть удалена с угля нагреванием его при температуре от 100 до 150°, при которой

¹ Ray, Chem. Met. Eng. 28, 977 (1923).

адсорбционная способность угля достаточно понижается. Этот процесс идет значительно лучше, если к действию повышения температуры присоединить одновременную продувку угля. Обычно эти операции соединяют, ведя нагрев угля острым паром (см. рис. 45 и табл. 13).

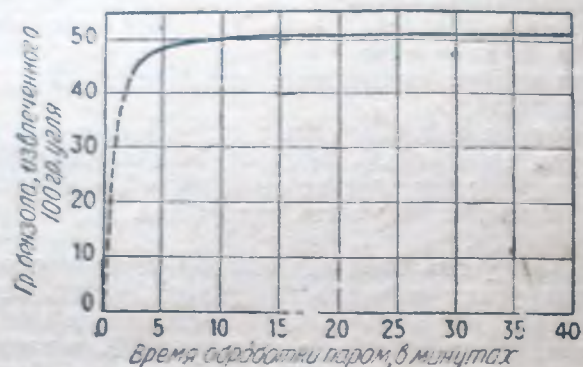


Рис. 45. Удаление адсорбированного бензола с активированного угля влажным паром (Ray). Влажный пар пропусклся через уголь и из конденсата извлекался бензол. Количество бензола, удержанного углем при насыщении, было 57 вес. процентов. Ниже в таблице приводятся данные о количестве бензола, извлеченного из 50 г угля.

Время в мин.	Сконденсированной воды г	Извлеченного бензола г	Извлечено %
5	51	23,86	83,71
10	92	24,75	81,84
20	194	25,55	89,47
40	347	25,55	89,47

Таблица 13

Удаление адсорбированных паров из угля нагреванием¹

(Насыщенный парами уголь содержится в тонком слое в вентилируемой печи и нагревается в течение 1 часа при 150°)

Растворитель	Количество растворителя, удержанного углем В при насыщении в %	Количество растворителя, оставшегося на угле при 150° в %
Метиловый спирт . .	50,0	1,21
Этиловый спирт . . .	50,0	1,05
Изопропиловый спирт . . .	50,0	1,15
Этилацетат	57,5	4,87
Апетон	51,0	2,93
Уксусная кислота . . .	70,0	2,23

¹ Ray, Chem. Met. Eng. 23, 977 (1923).

Наиболее важные случаи промышленного применения таких углей перечислены в табл. 14. Некоторые же из них рассматриваются ниже отдельно¹.

Таблица 14

Применение углей для адсорбирования газов

Продукт	Удаляемые или адсорбируемые вещества	Примечания
CO ₂	Вещества, вызывающие запах и привкус	Эффективно очищает газ, так что он может удовлетворять своим требованиям, предъявляемым к CO ₂ , предназначенному для напитков.
Бензин	Газоляны	Извлечение из природного газа, жидких и очищенных газов.
Промышленные газы	H ₂ S	Очистка и извлечение серы.
Производственный газ	Бензол	Извлечение бензола.
Производственный газ	H ₂ S, запах	Дезодорация и удаление серы.
Гелий	Газы, отличные от гелия	Извлечение из природного газа.
Легучие растворители	Легучие растворители	Извлечение из воздуха нагнетан в вентилируемых системах.
Воздух и газообразные продукты промышленных процессов	Вещество, вызывающее запах	Уменьшение промышленных специфических запахов.

Извлечение бензина из природного газа. При адсорбции бензина из природного газа применяемый в качестве адсорбента древесный уголь помещается в двух, трех и более адсорберах. Последние представляют собой цилиндрические резервуары или камеры, которые служат для содержания в них угля. Адсорбент зернистый 8—14 мм поддерживается на решетках или размещается другим соответствующим образом. Природный газ пропускают через древесный уголь до тех пор, пока последний будет насыщен бензином. Это соответствует поглощению его в количестве 10 до 20% от веса угля. Тогда при помощи соответствующих вентилей ток газа переводится в другой адсорбер, а через уголь в первом адсорбере для удаления из него бензина пускается насыщенный водяной пар. Пары бензина и водяной пар конденсируются вместе в охлаждаемых водой холодильниках, после чего воду отделяют от бензина. Для того чтобы охладить и просушить обработанный водяным паром уголь и подготовить его для последующей адсорбции, через слой угля пропускают газ, оставшийся после адсорбции из него бензина. Адсорберы работают таким образом по циклам, состоящим из адсорбции, удаления бензина или «дистилляции» (фазы десорбции) и охлаждения. На рис. 46 представлены в плане и в вертикальной проекции схемы промышленной установки для извлечения бензина методом адсорбции.

¹ Относительно обширной области применения активированного угля в процессе рекуперации летучих растворителей, не рассматриваемой автором в этой книге, см. на русском языке книгу Л. Пиатти (L. Piatti), Рекуперация летучих растворителей, Москва 1934. Прим. ред.

Большая часть бензина может быть удалена из адсорбента обработкой последнего водяным паром при 101° , однако для полного удаления требуется температура по меньшей мере в 300° . К концу периода дистилляции древесный уголь удерживает некоторое коли-

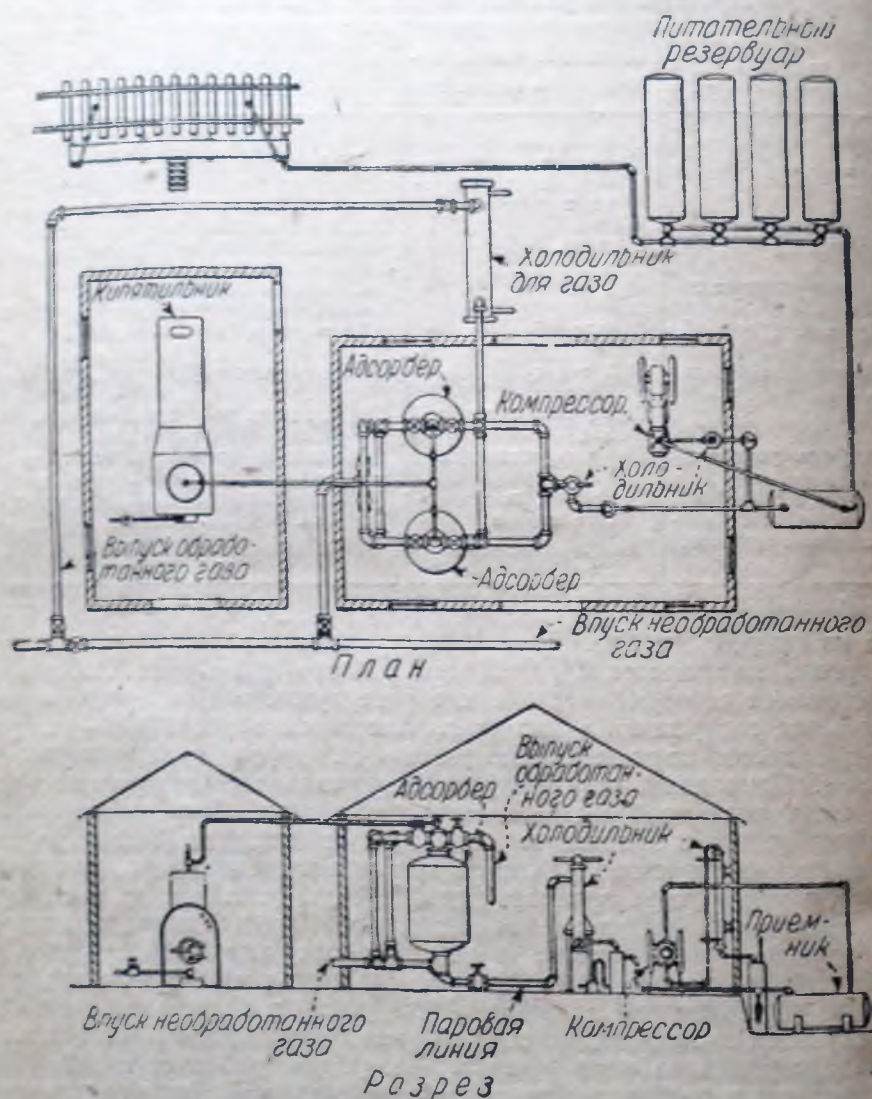


Рис. 46. План и разрез установки для извлечения газа с применением процесса угольной адсорбции (третий адсорбер не показан).

чество бензина и водяного пара. Уголь охлаждают газом, отходящим из свежего адсорбера. Удерживающая способность (retentivity) древесного угля сокращает его адсорбционную емкость в отношении бензина во всех повторных адсорбциях по сравнению с первой.

Природный газ представляет собой в основном смесь паров углеводородов, первый из которых — метан — извлекается адсорбируется древесным углем. Следующий член этого ряда — этан — адсорбируется значительно легче, чем метан, а пропан адсорбируется гораздо лучше этана и т. д. Когда природный газ, из которого должен быть выделен газолин (бензин из газа), приходит в соприкосновение с углем, то часть газа адсорбируется. Хотя составные части газа адсорбируются значительно легче, чем более легкая часть газа, однако присутствие их в газе недостаточно, чтобы насытить адсорбционную способность угля. В результате этого и некоторые более легкие составные части природного газа также адсорбируются. По мере продвижения газа через слой угля к выходу весь уголь становится насыщенным, и если ток газа продолжается, то все больше частей газа, входящих в состав газа, адсорбируется углем. Адсорбируясь, они вытесняют с угля более легкие и менее желательные составные части газа, пока наконец все составные части газа, входящие в газолин, которые могут быть удержаны, не останутся в порах угля. Так протекает процесс до тех пор, пока уголь не становится насыщенным.

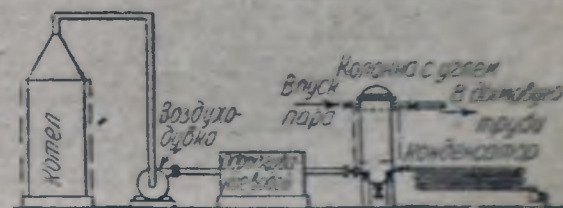


Рис. 47. Схема установки для устранения запаха, применяющей активированный уголь.

Устранение запахов (дезодорация). Многим промышленным процессам, как например обработке отходов с боен и отбросных жиров для извлечения из них сала, свойственны очень неприятные запахи. Когда газ или воздух, содержащие зловонные вещества, направляются в адсорберы того же типа, которые применяются для извлечения газа, то эти вещества, вызывающие неприятный запах, адсорбируются углем. На рис. 47 дано схематическое изображение установки для уничтожения дурных запахов, на которой применяется активированный уголь. В этом случае котел, из которого выделяются запахи, покрыт крышкой, и газы вытягиваются оттуда воздуходувкой. Время, в течение которого уголь может служить, т. е. до того момента, когда он становится насыщенным зловонными продуктами и должен быть регенерирован, зависит, очевидно, от количества этих веществ, проходящих через уголь в единицу времени. Так как весовое содержание этих веществ в воздухе бывает обычно очень мало, то уголь будет оставаться эффективным в продолжение значительного периода времени. В некоторых случаях практикуют регенерацию угля один раз в неделю. Этот промежуток времени может быть длиннее или короче, в зависимости от требуемой службы угля. Прохождение $4,2 \text{ м}^3$ воздуха в минуту через цилиндрический слой угля зернением в 8—14 меш. при глубине слоя в 1,5 м и диаметре его в 0,9 м, потребует разности давления примерно в 26 мм рт. ст. Этой разности давления бывает достаточно, чтобы поддерживать отсасывание из чанов, котлов или в вентилирующей системе, так что запахи могут быть удалены из источника их образования.

Процесс регенерации угля, применяемого для устранения запаха,

подобен процессу десорбции при извлечении gasoline из природного газа, но конденсат в этом случае направляется в канализацию, а не конденсирующиеся, отгоняемые с угля, газы сжигаются. Регенерированный уголь после обработки его водяным паром охлаждается холодным воздухом или водой, проходящей по трубам. Сопротивление, которое представляет прохождению воздуха или газа уголь, находящийся в адсорбере, является функцией высоты слоя и скорости воздуха, выражаемой обычно в объемах его в минуту на единицу площади поперечного сечения адсорбера (стр. 814). Рей и Чаней [Ray and Chaney, Chem. Met. Eng. 28, 1114 (1923)] дают следующие величины падения давления в слое угля зернением в 8—14 меш, при толщине слоя в 1,5 м:

Скорость воздуха

23 м³ на 1 м²

15,3 м³ на 1 м²

7,6 м³ на 1 м²

Давление

121 мм рт. ст. = 0,16 кг/см²

67 мм рт. ст. = 0,088 кг/см²

27 мм рт. ст. = 0,035 кг/см²

Прохождение 4,2 м³ воздуха в минуту через цилиндрический слой угля зернением в 8—14 меш, глубина которого 1,5 м, а диаметр 0,9 м, потребует давления примерно 26 мм Hg.

Очистка CO₂. Активированный уголь применяется в качестве адсорбента для удаления из углекислоты, выделяющейся из бро-

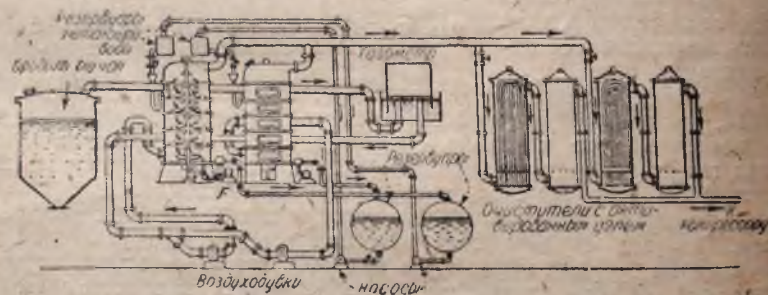


Рис. 48. Система для очистки CO₂ при помощи угольного адсорбента.

ных резервуаров, тех примесей и соединений, которые сообщают ей запах и привкус. Типичная схема такой установки показана на рис. 48. Как видно из нее, углекислота, являющаяся побочным продуктом в производстве спирта, поступает из броильного резервуара и собирается в газометре, обладающем емкостью в 1400 м³. Отсюда она направляется через скрубберы Фельда F, промывается, охлаждается и затем направляется на угольные адсорберы цилиндрической формы высотой в 1 м, снабженные дырчатыми тарелками, через которые проходят U-образные трубки. Пространство вокруг этих трубок заполняется активированным углем. Каждый адсорбер вмещает 1 т угля. Четырех таких адсорберов достаточно для очистки 45,4 т CO₂ в месяц, что соответствует почти 50 кг CO₂ на 1 кг угля.

Через определенные промежутки времени уголь регенерируют пропуская через него пар низкого давления, а через трубы —

пара высокого давления, в результате чего примеси с угля удаляются. После этого уголь сушится продувкой через него воздуха при предположаемом нагреве труб паром. После сушки уголь охлаждается на месте водой, циркулирующей в охлаждающих емкостях. Этот метод очистки настолько эффективен, что получаемая CO₂ становится свободной от запаха и привкуса и пригодна для применения в индустриях высшего качества.

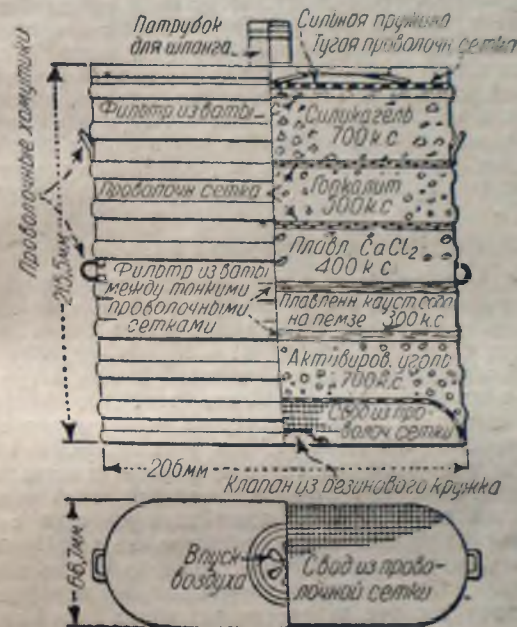


Рис. 49. Универсальный противогаз Bureau of Mines (США).

Противогазы. Активированные угли почти везде применяются в большинстве противогазов, потому что они являются лучшими поливалентными адсорбентами для ядовитых и вредных газов. Удаление ядовитых веществ из воздуха должно производиться в этом случае с максимальной степенью полноты. Адсорбент должен понизить концентрацию ядовитого газа от приблизительно 0,01% до объема до 0,0001% за промежуток времени, меньший 0,1 секунды, в продолжение которого воздух проходит через коробку противогаза. Хороший противогазовый уголь понижает концентрацию хлорикриана в быстро проходящем токе воздуха от 0,7% до 0,00005% за время, меньшее 0,3 секунды.

На рис. 49 представлена в разрезе коробка универсального противогаза Bureau of Mines, U. S. A. Она содержит слой активированного древесного угля для адсорбции органических паров, как например спирта, анилина, бензола, эфира, сероуглерода, четыреххлористого

углерода и других вредных веществ; фильтр из ваты для отделения взвешенных твердых частиц, включая дым, туман и пыль; слой каустической соды, нанесенной на кусочках пемзы, для адсорбции кислых газов, как углекислота, хлор, пары муравьиной кислоты, синильная кислота, хлористый водород, окислы азота и сернистый газ, а также для поглощения водяных паров; слой хлористого кальция для поглощения водяных паров, прошедших через каустическую соду; гонкалита для удаления окиси углерода каталитическим окислением ее кислородом воздуха (сухого); и наконец верхний слой силикагеля для адсорбции аммиака и других органических паров, которые прошли через предыдущие слои адсорбентов, а также для защиты гонкалита от влаги, поступающей сверху. Продолжительность защитного действия такого противогаса в работе составляет более 6 час.; однако он недействителен для защиты человека от метана или в случае недостатка в воздухе кислорода. Этот противогаз не рекомендуется применять в случае содержания в воздухе вредных газов в концентрациях, больших $1 - 2\%$.

Угли для адсорбции металлов

Активированные щелочью угли, которые могут быть применены для извлечения металлов, как например золота и серебра, из их растворов, по своему строению, согласно МакКи и Гортону [McKee and Horton, Chem. Met. Eng. **32**, 13 — 16, 56 — 59, 164 — 167 (1925)], подобны обыкновенным обесцвечивающим углям и легко могут быть переведены в последние обработкой кислотой.

Это изменение не является простой нейтрализацией, и первоначальные свойства угля не могут быть восстановлены промыванием щелочью. Для этого требуется глубокая обработка щелочью при температуре в 850° . Подобно коллоидам, щелочной уголь остается взвешенным в воде, несет отрицательный электрический заряд и при определенном pH (3,8) коагулирует и быстро оседает. При этом pH он становится электрически нейтральным, теряет свою способность адсорбировать металл и становится обыкновенным обесцвечивающим углем.

Представляет интерес поведение различных углей при действии электрического поля. Щелочные угли, суспендированные в чистой воде, двигаются к положительному полюсу, в то время как угли, обработанные кислотой, остаются практически неподвижными. Это указывает на то, что щелочные угли являются отрицательно заряженными и что угли, обработанные кислотой, являются нейтральными или близки к их изоэлектрической точке. Уголь, приготовленный с растворимым щелочным пропитывающим веществом вроде Na_2CO_3 и затем полностью промытый, оказывается практически инертным в нейтральном или слабокислом растворе. Если этот уголь предварительно обработать кислотой и затем промыть и равномерно прогреть до красного каления, то он будет вести себя как нормальный обесцвечивающий уголь. Это изменение в характере угля является основным и не имеет ничего общего с вопросом о реакции среды, подлежащей обесцвечиванию. Другими словами, уголь в состоянии работать лишь в особых условиях. Первоначальный щелочной уголь очень эффективен в качестве адсорбента для металлов; однако свойства его практически теряются при обработке кислотой и не восстанавливаются обработкой угля водным раствором щелочи.

Уже давно, еще в XIX веке Грэм [Graham, *Engen. techn. J.* **40**, 443 (1831)], Веппен [Weppe, *Liebigs Ann. Chem.* **36**, 241 (1845)], Лазовский [Lazowski, *Chem. Gaz.* **8**, 43 (1849)], Перси (Percy, "Metallurgy", ч. 1, John Murray, London 1890) и Розе (Rose, "Metallurgy of Gold", p. 227, Ch. Griffin, London 1894) получили металлические осадки на угле из растворов. Применение древесного угля в качестве осадителя в металлургии в сочетании с хлорированием рассматривается в работах Дэвиса (Davis, ам. пат. 227963 1880), Нардина [Nardin, *Eng. Mining J.* **71**, 85 (1901)], Авери [Avery, *J. Soc. Chem. Ind.*, **23**, 235 (1902)], Розе (Rose, "Metallurgy of Gold", Charles Griffin, London 1915), а в аналитической металлургии — в работах Джонсона (Johnson, *ibid.* пат. 522260, 1894), Кристи [Christy, *Trans. Amer. Inst. Mining Met. Eng.*, **26**, 748 (1896)], Аллен [Allen, Julian and Smart, "Cyaniding Gold and Silver Ores", 3-е издание, Lippincott, Philadelphia 1921; *Trans. Inst. Mining Met. (London)*, 1915] Джулиана и Смита (Julian and Smart, "Cyaniding Gold and Silver Ores", 3-е изд., Lippincott, Philadelphia, 1921) и Гросса и Скотта (Gross and Scott, *U. S. Bur. Mines, Tech. Paper*, 378, 1927). Мур и Эдманс (Moore and Edmands, австрал. пат. 566, 2 февр. 1917 г.; ам. пат. 1358320 1921) разработали и осуществили на практике метод осаждения золота на древесном угле. В 1916 г. было объявлено о применении мелкоизмельченного древесного угля в качестве осадителя вместо цинка из рудинке Юанми, в Западной Австралии.

Многие наблюдатели утверждают, что существует некоторая точка кажущегося насыщения емкости древесного угля для металлов, осаждающихся из цианидного раствора. Но, по видимому, подобный предел отсутствует для металлического осаждения. В опытах, проведенных Bureau of Mines (США), для золота, осажденного из раствора его хлорида, получался привес в 472 кг на 1 т древесного угля, а для серебра, осажденного из раствора его азотнокислой соли, привес на тонну угля составлял 105 кг. Оба металла отчетливо наблюдались в виде металлических осадков. Однако при осаждении из растворов соответствующих цианидов на сосновом угле предельный привес на тонну угля составлял для золота около 56,6 кг и для серебра 28,3 кг.

Медицинские угли

Применение древесного угля в медицине сильно выросло за последние годы. Многие из промышленных синтетических растительных углей находят применение, конечно в небольших количествах, в производстве различных типов пилюль, таблеток, способствующих пищеварению, и тому подобных изделий. Адсорбирующее действие угля по отношению к алкалоидам, болезнетворным бактериям, энзимам, токсинам и ядам различных видов хорошо известно (Mantell, "Industrial Carbon", Van Nostrand 1928; Kausch, "Die aktive Kohle", Verlag von Wilhelm Knapp, Halle 1928).

В значительных количествах уголь применяется в качестве добавки к пище для свиней, домашней птицы и рогатого скота для предохранения их от некоторых болезней. Это действие угля является результатом адсорбции на нем болезнетворных организмов и других токсинов.

Оксид алюминия

Активированная окись алюминия и активированные бокситы недавно рекламировались как обладающие заметной адсорбционной способностью. В настоящее время данные об их промышленном применении отсутствуют. Имеется возможность применять эти материалы в качестве твердых обезвоживающих агентов в тех случаях, когда большие объемы воздуха применяются при высоких скоростях, как например для воздуха, подаваемого в вагранки, доменные печи, в замораживающие и охлаждающие системы и т. д.

Силикагель

Силикагель представляет собой адсорбент, изготавливаемый из коагулировавшей массы коллоидного раствора кремневой кислоты. Название „гель“ указывает только на состояние материала в одной из

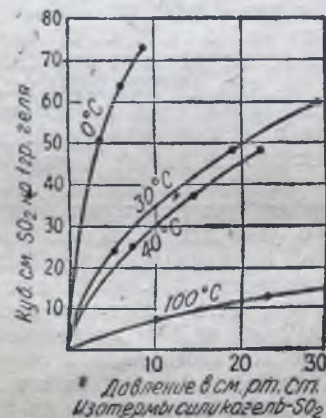


Рис. 50. Равновесные соотношения между давлением и температурой для адсорбции SO_2 силикагелем. Гель содержит 4,8% H_2O ; воздух отсутствует.

стадий его производства. Применяемый для работы силикагель представляет собой твердое стекловидное вещество, по внешнему виду похожее на светлый кварцевый песок и имеющее состав, соответствующий формуле SiO_2 (плюс вода). Он обладает сильно пористым строением, которое отличается однообразным расположением пор и однородностью их по величине. Он изготавливается взаимодействием между растворами силиката натрия и серной кислоты при тщательно соблюдаемых условиях и соотношениях между этими реагентами. Смесь коагулирует в гидрогель, который тщательно промывают для удаления образовавшегося при реакции Na_2SO_4 . Получившийся гидрогель содержит 90% воды и 10% двуокиси кремния. Гель осторожно сушат с целью приготовления твердого, стекловидного промышленного силикагеля. Средняя величина диаметра пор силикагеля определена

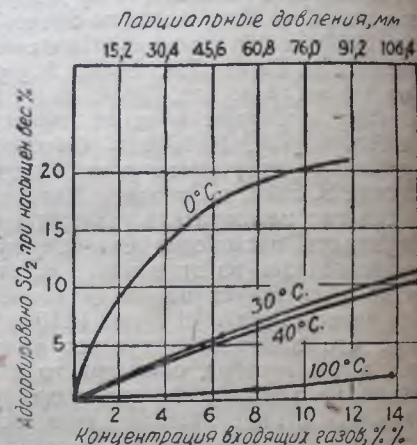


Рис. 51. Адсорбция SO_2 силикагелем статическим методом. Гель содержит 4,8% воды.

в $4 \cdot 10^{-7}$ см, т. е. приблизительно в 10 раз больше диаметра средней молекулы. В силикагеле, применяемом для работы, содержание влаги колеблется между 4,5 и 7%. При продолжительном нагревании в токе горячего воздуха это содержание воды может быть снижено до величины, меньшей 4,5%, однако, лучшие результаты дает адсорбент с содержанием воды от 4,5 до 5%.

Адсорбция SO_2 силикагелем изучена довольно широко. На рис. 50¹ изображены изотермы адсорбции, полученные статическим методом. Этот метод состоит в том, что эвакуированный предварительно гель вводят в соприкосновение с известным количеством SO_2 и, после установления в системе равновесия, определяют соответствующее давление.

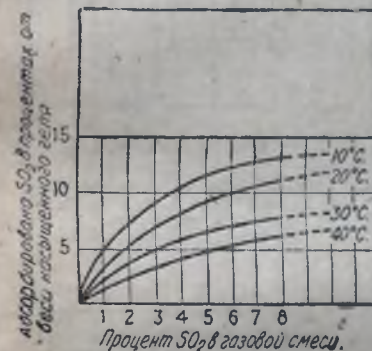


Рис. 52. Адсорбция SO_2 силикагелем динамическим методом. Температуры относятся к входящему газу. Вес геля—5 г. Скорость газа— $200 \text{ см}^3/\text{см}^2 \cdot \text{мин}$. Поперечное сечение геля—1 см². Воздух просушен хлористым кальцием.

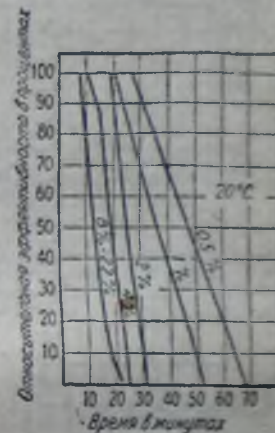


Рис. 53. Зависимость относительной эффективности от времени контакта. Вес геля—5 г. Скорость— $200 \text{ см}^3/\text{см}^2 \cdot \text{мин}$. Воздух просушен хлористым кальцием. Поперечное сечение геля—2 см².

Рис. 51 и 52 изображают изотермы адсорбции SO_2 силикагелем, причем изотермы рис. 51 получены по статическому методу, а рис. 52— по общему динамическому методу. На рис. 53 представлены кривые, полученные при 20°C при продолжительности соприкосновения газа и силикагеля в 0,8 сек. На оси ординат в нем отложена относительная эффективность, выражающая в данном случае количество адсорбированного SO_2 в процентах от количества его, введенного в соприкосновение с силикагелем. Процент, приведенные на отдельных кривых, указывают концентрацию SO_2 во входящих газах. На рис. 54 приводится зависимость между скоростью газа, относительной эффективностью и временем— для газа, содержащего SO_2 в концентрации, равной 0,75%. Миллер (E. B. Miller, Silica Gel Corporation) считает, что скорость адсорбции практически бывает близкой к 50 см³

¹ Рис. от 50 до 64 включительно взяты из главы о силикагеле Е. Миллера (E. B. Miller, "Colloid Chemistry", т. III, стр. 119—134, изд. Chem. Cat. Co. New-York).

газа в минуту на грамм силиката, при продолжительности сопри-
косновения около 0,6 сек.

Газы могут быть концентрированы при помощи адсорбентов. Например из газа, содержащего 4% (объемных) SO_2 , последний может быть адсорбирован силикагелем при 30°C, причем силикагель поглощает SO_2 в количестве, составляющем 6% от веса геля. После адсорбции температура может быть повышена до 100°, и SO_2 выдувается

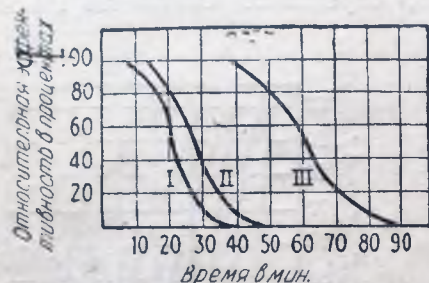


Рис. 54. Адсорбция SO_2 силикагелем. 0,75%; 30°C; —10 г геля; 1 см² поверхности; толщина слоя 14 см. Степень насыщения: I—750 см³/мин. — 2,8%; II—500 см³/мин. — 2,7%; III—250 см³/мин. — 3,0%.

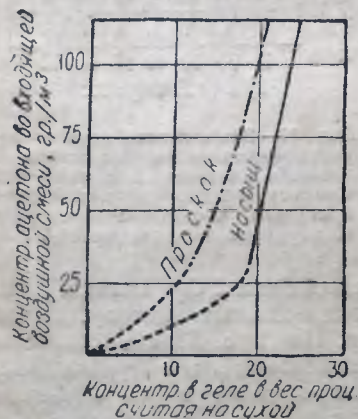


Рис. 56. Адсорбция ацетона из воздуха силикагелем при 25° С. Скорость = 50 см³/2·мин.

соответствующим сбросом воздуха, причем адсорбентом удерживается меньше 10% SO_2 . Можно таким путем в одну стадию перейти от 4 до 30% простым замещением воздуха. Когда требуется получить весьма высокопроцентные газы, то адсорбированный газ может быть выделен с адсорбента при температуре в 100° или выше путем эвакуирования. При пра-

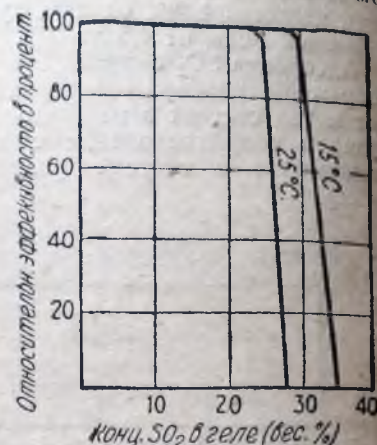


Рис. 55. Адсорбция неразбавленного SO_2 силикагелем. Скорость $\text{SO}_2=15 \text{ см}^3/2 \text{ геля в мин.}$

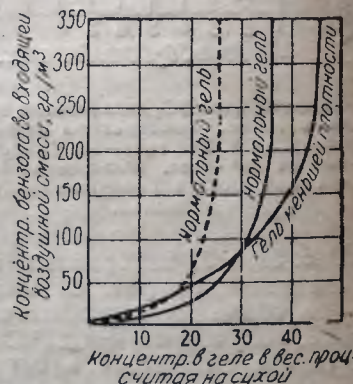
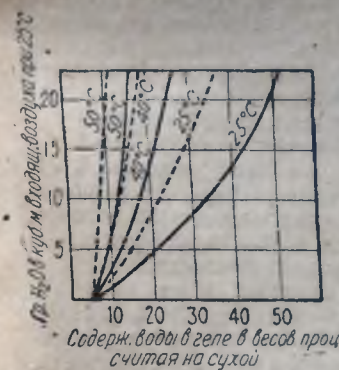


Рис. 57. Адсорбция бензола из воздуха силикагелем при 25°C. Пунктирная линия — пропуск (при 99,0% эффективности), сплошная линия — насыщение. Скорость = 50 см³/г. мин.

вильном регулировании температуры, давления и объема воздуха может быть получена почти любая концентрация газа. Адсорбция смеси газов чистого (без примеси инертного газа) SO_2 изображена на рис. 65.

Силикагель адсорбирует также и пары органических растворителей и может поэтому быть применен для извлечения этих веществ из жидкостей тем же образом, как это описано раньше для других адсорбентов.



Тис. 58. Изотермы адсорбции воды силикагелем. Пунктирная линия — кривые проскаки (при эффективном $U_{\text{эф}} 99\%$), сплошные линии — кривые насыщения. Первоначальное содержание воды в геле — 5% (считая на сухой). Скорость — 50 см^3 воздушной смеси при 25°C на 1 г геля в мин. Конц. воды во входящем воздухе определена при 25°C . Входящий воздух предварительно нагревается до температуры адсорбции.

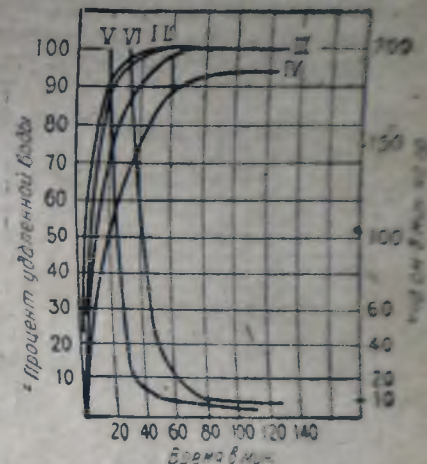


Рис. 59. Удаление адсорбированной воды вакуумом при нормальном давлении. Во всех случаях применялось 10 г геля, насыщенного водными парами при 30° С. Степень насыщения 17,5%.

I—500	с.м. воздуха в мин. при	125° C
II—300	" "	125° C
III—100	" "	125° C
IV—50	" "	125° C
V—95%	удал. при	125° C
VI—95%	" "	135° C

На рис. 56 и 57 представлены кривые, изображающие адсорбцию паров ацетона и бензола. «Кривые проскока» выражают в этом случае соотношение между концентрацией паров во входящей паровоздушной смеси и количеством поглощенного пара в момент, когда эффективность адсорбции снижается со 100 до 99%, тогда как кривые насыщения показывают соотношение между той же концентрацией паров и количеством поглощенного пара в момент, когда эффективность адсорбции равна нулю, т. е. когда парциальное давление пара в токе выходящего газа равно таковой же во входящем газе. Силикагель обнаруживает специфическую избирательную адсорбцию в отношении паров воды. Соответствующие изотермы изображены на рис. 58. Количество удаленной воды в процентах при различных скоростях воздуха представлены графически на рис. 59. Скорость удаления зависит главным образом от скорости воздуха и лишь слабо увеличивается при повышении температуры со 125 до 200°.

Адсорбция в жидкой фазе. Другие адсорбенты, вроде фуллеровой земли и обесцвечивающих углей, превосходят силикагель в отношении осветления жидкостей и отбеливающего и обесцвечивающего действия. Для адсорбции в жидкой фазе силикагель должен быть измельчен до зернения около 200 меш. На рис. 60 показана адсорбция силикагелем уксусной кислоты из ее растворов в хлороформе. Извлече не серосодержащих веществ из керосиновых погонов различными адсорбентами показано на рис. 61.

В число промышленных применений силикагеля входит обезвреживание и очистка таких газов, как углекислота, водород, кислород, азот, хлор, осушка воздуха для топков, применение в холодильном деле (где силикагель является адсорбентом для охлаждающего вещества, например SO_2), извлечение веществ, содержащих серу, и очистка легких масел для бензольных смесей, для двигателей внутреннего сгорания, очистка нефтяных погонов, а также некоторые применения в косметике и медицине.

Очистка CO_2 . Рейх [Reich, Chem. Met. Eng. 38, 136 (1931)] описал метод очистки углекислоты при помощи силикагеля. Система состоит из двух очистителей, работающих под давлением, активатора и ловушки с силикагелем. Это оборудование помещается рядом с компрессором, между первой и второй ступенью, и работает под давлением около 5,6 ат. Очистители соединены друг с другом параллельно и снаб-

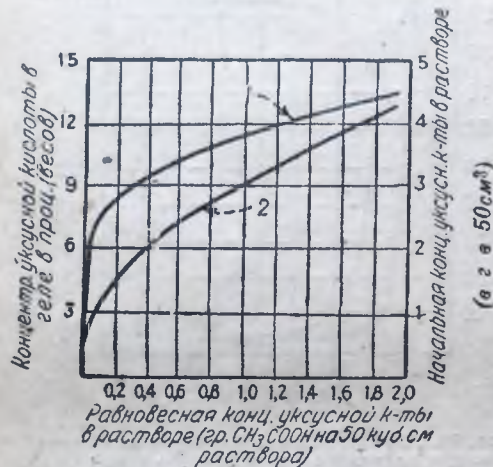
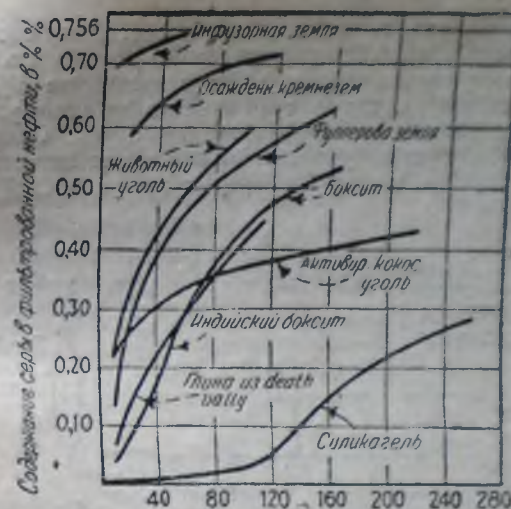


Рис. 60. Адсорбция силикагелем уксусной кислоты из ее растворов в хлороформе. 1 — процент адсорбированной кислоты в геле в зависимости от равновесной концентрации растворов; 2 — зависимость начальной концентрации от равновесной концентрации растворов. На каждые 50 см³ раствора бралось 25 см³ г. е. 15,6 г геля.

жены дырчатыми днищами, на которых помещается силикагель. Углекислота проходит через эти очистители и отдает при этом находящиеся в ней примеси и влагу. Так же как и при активированном угле, адсорбер отъединяется в предварительно установленный момент насыщения, и одновременно открываются газопровод и газовый клапан второго адсорбера. Для реактивации силикагеля, которая производится при достаточно высокой температуре, применяется воздух, выдувающий с силикагеля всю воду, а также и летучие пахнущие примеси, адсорбированные из углекислоты во время ее прохождения через силикагель. Для подачи воздуха при активации установка снабжается нагревателем и воздуходувкой с мотором. После активации гель охлаждается и опять становится готовым для адсорбции примесей. Адсорберы работают по циклам по методу, описанному при активированном угле. Типичная схема установки показана на рис. 62.

Осушка. Силикагель адсорбирует водяные пары в количествах, достигающих 40% от веса геля. Эти водяные пары могут быть удалены



Количество адсорбированной нефти в г (фильтрация через 100 г адсорбента)

Рис. 61. Удаление серосодержащих соединений из мексиканского неочищенного керосинового погона методом фильтрования через слой; содержание серы 0,756%.

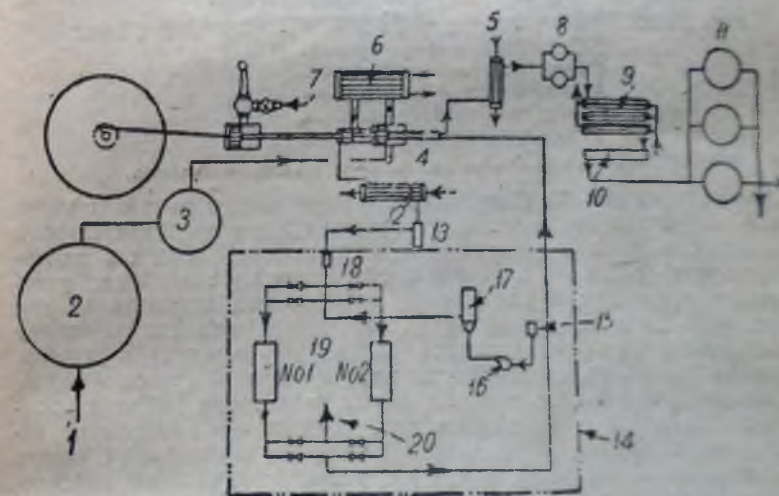


Рис. 62. Типичная схема процесса сжижения CO_2 с силикагелевой установкой для очистки и обезвреживания.

1—источник газа; 2—газомер; 3—скруббер; 4—отсасывание газа; 5—liquefaction vessel; 6—кольцевой промежуточный охладитель; 7—водяной пар; 8—фильтр; 9—компрессор; 10—приемник для жидкости; 11—питательные резервуары; 12—кольцевой промежуточный охладитель; 13—сепаратор; 14—силикагелевая установка; 15—фильтр для жидкости идущей для активации; 16—воздуходувка; 17—нагреватель; 18—фильтр; 19—сепаратор; 20—выпуск воздуха после активации.

нагреванием, и силикагель опять делается способным адсорбировать такое же количество паров. Его удерживающая способность (retentivity) составляет в этом случае 50%, т. е. он в количестве 50% от своего веса удерживает воду, которую сравнительно не легко удалить при температурах, достигаемых при нагревании паром. Силикагель избирательно адсорбирует воду и поэтому он нашел значительное применение для осушки газов. Типичная схема подобной установки

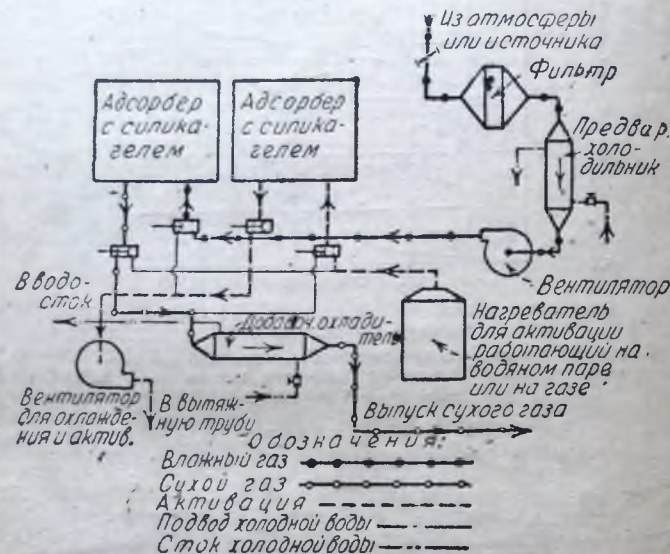


Рис. 63. Типичная схема установки для осушки газов силикагелем.

представлена на рис. 63. Подлежащий осушке воздух проходит через фильтр для отделения пыли к холодильнику для предварительного охлаждения и затем к воздуходувке, направляющей воздух в адсорберы, которые работают по циклам, состоящим из адсорбции, регенерации нагреванием и охлаждения, являющегося подготовкой для следующего цикла. Из адсорбера сухой воздух или газ проходит к холодильнику для окончательного охлаждения и оттуда к выходу. Активация адсорбера производится при помощи нагретого воздуха, а последний нагревается водяным паром или газом. Воздух, подвергающийся осушке, при своем прохождении через адсорбер, находится под давлением воздуходувки, в то время как нагретый воздух для активации всасывается через адсорберы специальной воздуходувкой для активации и охлаждения. Очевидно, эта же система может быть применена для осушки промышленных газов.

Кондиционирование воздуха (получение воздуха, обладающего требуемыми свойствами). Видоизменение рассмотренной системы для осушки воздуха встречается при получении с помощью силикагеля воздуха для вентиляции, обладающего необходимыми свойствами. Соответствующая установка изображена на рис. 64. Таким образом адсорб-

ционный метод является методом, конкурирующим при осуществлении этого процесса (как и обычного процесса осушки газа) с методом вымораживания. Свежий воздух извне протягивается насосом через фильтр для удаления пыли и грязи, проходит через слой силикагеля, где он осушается, затем идет к циркуляционным насосам, воздушным холодильникам и направляется в соответствующие помещения. При этом соотношения между влажностью воздуха, количеством силикагеля

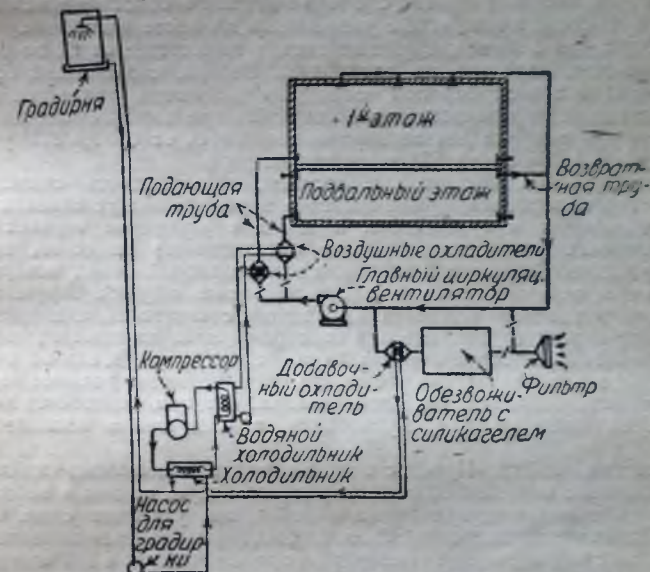


Рис. 64. Силикагелевая установка для кондиционирования воздуха

и скоростью воздуха регулируются таким образом, чтобы получить желательную адсорбцию влаги и требуемую конечную влажность воздуха.

Покрытый свинцом телефонный кабель, предназначенный для международных линий, не должен содержать даже ничтожных слезов влаги, которая должна быть полностью удалена из его внутренней изоляции. Практически все такие кабели производятся в США компаниями, применяющими силикагель для осушки воздуха и для понижения влажности в помещениях, где производится кабель, примерно до 1%.

Промышленное развитие этого метода использования силикагеля в качестве адсорбента для такой обработки воздуха вывело применение подобных установок для больших зданий с конторскими помещениями, а равно и мысль применения подобных систем для отдельных квартир и жилых помещений. Механическое оформление таких систем изменяется в зависимости от размера установки, местности, влажности воздуха и температуры охлаждающей воды и других условий. Во всяком случае силикагель не загружают, подобно адсорберам с активированным углем, в колонны, а располагают невысокими на-

стами или слоями. В каждом адсорбере имеется ряд горизонтально расположенных тарелок для силикагеля, число и размер которых изменяется в зависимости от требуемой емкости. Тарелки рассчитываются на слой силикагеля в 10 см толщиной. Воздух проходит через них параллельно, со скоростью приблизительно в 12 м/мин. Каждая тарелка представляет собой сваренную из углового железа решетку с лежащим на ней стальным ситом. Поверх силикагеля помещается свободно лежащая решетка с очень мелкими отверстиями, назначение которой состоит в том, чтобы удерживать на месте адсорбент.

Воздух для активации расходуется в количестве от 62 до 67% от тока воздуха, идущего на адсорбцию. Воздух, подлежащий осушке, направляется в адсорбер под некоторым давлением, тогда как воздух для активации отсасывается через адсорбер при помощи воздуходувки. Температура воздуха для активации колеблется от 150 до 175° у входа в адсорбер, и от 50 до 65° у выхода из него.

Охлаждение. Холодильные системы, пользующиеся силикагелем в качестве адсорбента, применяются в передвижных установках в товарных вагонах и грузовиках, а также в различных случаях и на стационарных установках. Рабочее охлаждающее вещество, как например аммиак, сернистый ангидрид или хлористый метил, испаряется, отнимая при этом тепло и охлаждая таким образом окружающую среду. Пары этого вещества проходят к силикагелю, находящемуся в металлических трубах, где они адсорбируются до момента насыщения силикагеля. Адсорберы работают по несколько штук, или по циклам. После того как силикагель насытился, пары вещества удаляют из него нагреванием, направляя их в холодильник, где они сжижаются и снова становятся годными для применения в следующем охлаждающем цикле.

Очистка нефти. Процесс очистки нефти с помощью силикагеля первоначально применялся с целью удаления серы, однако в настоящее время он используется главным образом для удаления смол. Сырая нефть слегка подкисляется H_2SO_4 , от 0,2 до 0,4% по весу, и продавливается через слой силикагеля при температуре приблизительно в 135° под давлением, достаточным для того, чтобы сохранять нефть в жидкой фазе.

Громадная поверхность силикагеля способствует накоплению большого количества смолы, и этот процесс продолжается, пока поры силикагеля совершенно заполнятся и он не может больше адсорбировать смолу. Тогда гель удаляют и регенерируют для нового употребления.

Катализ. Установлено, что 1 г силикагеля обладает полной поверхностью свыше 465 м². Он является таким образом идеальным носителем для катализатора и служит таковым для платинового катализатора в контактном методе производства серной кислоты.

Различные применения. На применение силикагеля в противогасах уже указывалось выше. Очень мелкие, распыляющиеся на воздухе порошки, известные под названием „силикагелевый цвет“, обладают адсорбционной активностью в 98% от активности того материала, из которого этот порошок изготовлен. Они находят себе применение в медицине в качестве материала для опыления человеческой кожи, которую сохраняет сухой и приятной под различными пластырями, применяемыми на поврежденных частях тела. В качестве адсорбента против запахов и влаги он находит применение и в различных туалетных порошках.

ОТДЕЛ ДЕСЯТЫЙ

ГИДРАВЛИКА

СОСТАВЛЕН Т. ДРЮ (T. DREW), Р. ЖЕНЕРО (R. GENEREAUX) и Дж. ПЕРРИ (J. PERRY)
ПЕРЕВОД ПОД РЕДАКЦИЕЙ А. Б. ПАКШВЕР

СОДЕРЖАНИЕ

	Стр.		Стр.
I. Статика жидкости		Диафрагмы, сопла и трубки Вен- тури	852
Гидростатическое давление и на- пор	833	Водосливы	907
Пловучесть и плавание	838	Анемометры и газометры	913
Капиллярность и поверхностное натяжение	840	Различные механические измери- тели течения	915
II. Манометры для измерения давления		Измерение расхода с помощью внешней энергии или материа- лов	915
Жидкостные манометры	845	V. Течение в трубах, каналах и газоведах	
Манометры с увеличенной шкалой	848	Прямые участки	920
Микроманометры	852	Коэффициенты трения из уравне- ния Дарси	924
Механические манометры	853	Теоретические формулы для изо- термического ламинарного те- чения в прямых каналах	933
Калибровка манометров	854	Течение в изогнутых трубах	936
Приборы для определения поло- жения уровня жидкости	—	Различные перепады давлений в трубопроводах	938
III. Свойства жидкостей во время движения		VI. Перепад давления в те- плообменниках и башнях с насадкой	
Определения	856	Теплообменники	946
Вязкость	858	Башни с насадками	948
Теорема Бернулли	871	Течение жидкостей, содержащих твердые частицы	954
IV. Измерение потока			
Измерители потока по напору	875		
Ударные трубки и трубки Пито	877		

ОБОЗНАЧЕНИЯ, ПРИНЯТЫЕ В ОТДЕЛЕ „ГИДРАВЛИКА“

A — константа	
α, α_1 — коэффициент расхода	
B — коэффициент	
B_c — критическое отношение давлений	
β — углы	
c — коэффициент	
или средняя скорость молекул (см/сек)	
C_p, C_r — удельная теплоемкость при постоянном объеме или давлении (ккал/кг·°C)	
D — диаметр (м, см и мм)	
D_e — эквивалентный диаметр (м)	
γ — удельный вес (г/см ³ и кг/м ³)	
δ — относительный вес	
или толщина стенки (мм)	
P — сила (кг)	
или потеря механической энергии (кгм/кг)	

- f — коэффициент трения
 α — коэффициент сжатия
 ζ — коэффициент сопротивления
 G — весовая скорость ($\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{сек}$)
 g — $9,81 \text{ м}/\text{сек}^2$ или $981 \text{ см}/\text{сек}^2$
 θ — угол
 h — высота (м)
 ΔH — потеря напора (м или см)
 h — отсчет по манометру (см)
 μ — абсолютная вязкость
 I — момент инерции (м^4)
 J — механический эквивалент тепла = $427 \text{ кгм}/\text{ккал}$
 i — теплосодержание (энтальпия) ($\frac{\text{ккал}}{\text{кг}}$)
 или гидравлический уклон (м.м.)
 K — расстояние между жидкостью и ртутью в манометре (см)
 или константа
 $k = \frac{C_p}{C_v}$
 ν — кинематическая вязкость ($\text{см}^2/\text{сек}$)
 ρ — плотность ($\text{г}/\text{см}^3$)
 L — длина (м)
 L_e — эквивалентная длина в диаметрах трубы.
 l — средний путь молекул (см)
 ϕ — коэффициент скорости
 M — молекулярный вес (кг)
 ψ — поправочный коэффициент
 m — число рядов трубок
 n — число оборотов в минуту
 или число перегородок
 P_1, P_2, P_3 — составляющие полного давления (кг)
 P — результирующее давления (кг)
 p — гидростатическое давление ($\text{кг}/\text{м}^2$)
 Δp — перепад давления ($\text{кг}/\text{м}^2$)
 Q — тепло, поглощенное единицей веса ($\frac{\text{ккал}}{\text{кг}}$)
 q — объемный расход ($\text{м}^3/\text{сек}$)
 R — газовая постоянная = $848 \text{ кгм}/^\circ\text{C} \cdot \text{кг-моль}$
 или гидравлический радиус (м)
 $Re = \frac{VD\rho}{\mu}$
 $Re = \frac{VD\rho}{\mu}$ } число Рейнольдса
 S — живое сечение трубы или канала (м^2)
 или поверхность (м^2)
 T — абсолютная температура $^\circ\text{K}$
 t — температура $^\circ\text{C}$
 U — внутренняя энергия ($\text{ккал}/\text{кг}$)
 v — средняя скорость ($\text{м}/\text{сек}$)
 или удельный объем ($\text{м}^3/\text{кг}$)
 W — внешняя работа ($\text{кгм}/\text{кг}$)
 или весовой расход ($\text{кг}/\text{сек}$)
 W_0 — поверхностное натяжение (дина/см)
 X_1 и X_2 — глубина погружения центра давления и тяжести (м)
 x — содержание сухого пара в 1 кг влажного пара ($\text{кг}/\text{кг}$)
 Y — коэффициент
 Z — относительная вязкость и абсолютная вязкость (сантипуазы)
 или геометрический напор (м)

1. СТАТИКА ЖИДКОСТИ

Литература: Hughes and Safford, "Hydraulics" New York 1935. Olden, "Hydraulics and its Applications", Van Nostrand, New York 1933. Minchin, "Treatise on Hydrostatics" Clarendon Press, Oxford, Eng. 1912. Lea, "Hydraulics", Longman, Green New York 1939. Greenhill, "Treatise on Hydrostatics", Macmillan, London 1904.

Гидростатическое давление и напор

Гидростатика описывает только свойства и поведение жидкостей. В отношении газов те же проблемы изучаются пневматикой. Настоящая глава посвящена одновременно и жидкостям и газам.

Давлением (интенсивностью давления) в какой-нибудь точке поверхности, воспринимающей действующую на нее силу, называется интенсивность действия силы в данной точке поверхности; если сила F (в кг) направлена перпендикулярно к плоской поверхности S (в м^2), среднее давление равно $p = F/S \text{ кг}/\text{м}^2$. Если поверхность криволинейна и сила F распределена по поверхности неравномерно, то $p = dF/dS$, где dF выражает бесконечно малый элемент силы, действующий на бесконечно малую часть поверхности dS . В обычной инженерной практике давлением называется также "общее нормальное давление" или "результирующее давление" (см. стр. 835). Размерность давления соответствует размерности сила/площадь, и выражается через $\text{кг}/\text{м}^2$, $\text{дина}/\text{см}^2$ и т. п.

Избыточным давлением жидкости называется разница между абсолютным давлением жидкости внутри трубопровода и таким же давлением окружающей атмосферы. Выражения вроде "разрежение в миллиметрах ртутного столба (или столба другой жидкости)", "вакуум в $\text{кг}/\text{см}^2$ " и т. п. обозначают отрицательное давление, т. е. давление меньше атмосферного. Отсчеты обычных манометров на трубопроводах выражаются в мерах избыточного давления.

Абсолютным давлением называется действительное давление, хотя это слово легко может быть спутано с избыточным давлением. Абсолютное давление при полном вакууме равно нулю. Сумма избыточного давления (в собственном смысле слова) и атмосферного давления равна абсолютному давлению.

Гидростатическим, или статическим, давлением в какой-нибудь точке внутри жидкости, называется усилие сжатия в данной точке. Это давление направлено перпендикулярно к любой поверхности, на которую оно воздействует, и в данной точке имеет одинаковую величину независимо от направления поверхности. В движущейся жидкости статическим давлением называется давление, действующее перпендикулярно к поверхности, параллельной направлению движения (см. стр. 876).

Ударным давлением (общим давлением) движущейся жидкости называется давление, развиваемое в направлении течения и приложенное к поверхности, перпендикулярной течению, причем площадь приложения давления весьма мала по сравнению с сечением всего потока в данном месте.

Скоростным давлением (динамическим) называется разность между ударным и статическим давлением.

Напор жидкости. Статическое давление на дне открытого, заполненного жидкостью, вертикального цилиндрического сосуда превышает окружающее атмосферное давление на $H\gamma$ (кг/м^2), где γ (кг/м^3) обозначает равномерный удельный вес жидкости, а H (м) — высоту столба жидкости (напор). Величина любого давления или любой разницы давлений может быть выражена через высоту столба жидкости определенного удельного веса, которая оказывает на дно сосуда то же давление. Обычно высотой столба жидкости измеряется избыточное давление. Если нет никаких других указаний, то предполагается, что жидкость внутри столба имеет ту же плотность, что и жидкость в аппарате при данных условиях измерения.

Гидростатический напор соответствует статическому давлению; ударный напор — ударному (общему) давлению, скоростной напор — скоростному давлению. Геометрическим напором называется вертикальное расстояние между данной точкой и любой воображаемой горизонтальной линией; обычно выбирают горизонтальную линию, проходящую через наинизшую точку аппарата (см. также стр. 872).

Пример 1. Давление, соответствующее напору 450 мм ртутного столба (уд. вес ртути = 13,6) равно

$$\frac{45 \cdot 13,6}{1000} = 0,612 \text{ кг/см}^2 = 6120 \text{ кг/м}^2.$$

Пример 2. Какой высоты столб воды производит давление, равное 14 кг/см^2 (= 140 000 кг/м^2)?

Решение. Высота столба равна $H = \frac{p}{\gamma} = \frac{140\,000}{1000} = 140 \text{ м}$, или $14 \cdot 10 = 140 \text{ м}$.

Каждый метр столба жидкости соответствует $0,1 \times \gamma$ кг/см^2 , где γ — удельный вес жидкости в кг/м^3 (вес единицы объема).

Абсолютное статическое давление p_2 (кг/м^2) на дне сосуда, заполненного идеальным газом ($p/\gamma = RT/M$) при равномерной абсолютной температуре T ($273,1 + t$) определяется по формуле

$$\lg p_2 = \lg p_1 + \frac{HM}{2,3 RT},$$

где H (м) — высота сосуда, p_1 — статическое давление у верхнего края сосуда (кг/м^2), M — молекулярный вес газа, R — газовая постоянная, равная $848 \text{ кгм/}^\circ\text{С} \cdot \text{кг-моль}$.

Если температура газа неравномерна, но закон ее изменения по высоте сосуда известен, зависимость между p_1 и p_2 может быть найдена путем интегрирования уравнения $dp/p = M dH/RT$.

Абсолютное давление и удельный вес воздуха на высоте H (м) над уровнем моря могут быть определены по нижеследующим формулам (при высоте H менее 10 800 м):

$$p = p_1 \left\{ \frac{288 - 0,000599 H}{288} \right\}^{5,256}$$

$$\gamma = \gamma_1 \left\{ \frac{288 - 0,000599 H}{288} \right\}^{4,256}$$

Здесь для p и γ возможна любая размерность. Индекс (1) обозначает условия на уровне моря. Эти уравнения выведены на основании материалов, утвержденных в 1925 г. Интернациональной комиссией по Воздухоплаванию (см. „International Critical Tables“, т. 1, стр. 72 — „Справочник технической энциклопедии“, т. 1, стр. 89—93).

Принцип Паскаля. Если давление в какой-нибудь точке внутри жидкости возрастает на какую-то определенную величину (приложен напор в данной точке давление поршня), то давление во всех точках жидкости возрастает на ту же величину.

Полное нормальное давление на любой поверхности равно в общем случае $\int p dS$, где p — нормальное давление на элементарном

участке поверхности dS . Если поверхность полностью погружена в какую-нибудь жидкость равномерной плотности, полное нормальное давление равно произведению удельного веса жидкости, размера поверхности и статического напора в центре тяжести поверхности.

Гидростатический парадокс. Полное нормальное давление (а часто также и результирующее давление, см. ниже) на дно сосуда, заполненного жидкостью, может оказаться во много раз больше или меньше общего веса жидкости. Общее нормальное давление зависит не от размеров сосуда, а только от высоты столба жидкости, ее удельного веса и от размеров площади дна. Если сосуды a и b (рис. 1) содержат одинаковую жидкость, давление на дно одинаково в обоих случаях при одинаковой высоте столба жидкости. Если оба сосуда имеют одинаковую площадь дна, общее давление (а также и результирующее давление) на оба дна одинаково, независимо от того, что сосуд b содержит больше жидкости, чем сосуд a , т. к. оба сосуда заполнены жидкостью до одинакового уровня.

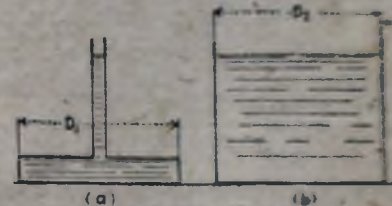


Рис. 1. Гидростатический парадокс ($D_1 = D_2$).

Результирующее давление на данную поверхность, погруженную в жидкость, равно силе, возникающей в результате давления на поверхность. Если поверхность плоская, результирующее нормальное давление и полное нормальное давление равны между собой и оба понятия могут быть применены одно вместо другого. Для любой поверхности составляющая результирующего давления P_x в любом заданном направлении равна $P_x = \int p \cos \theta dS$, где θ — угол между направлением силы и нормалью к поверхности на данном элементарном участке поверхности dS , на который действует давление p . Координаты (\bar{x}, \bar{y}) линии воздействия, составляющей давления P_x (при условии расположения координатных осей OXY в плоскости, перпендикулярной данному направлению), находятся из уравнений

$$\bar{x} = \frac{\int p x \cos \theta dS}{P_x}; \quad \bar{y} = \frac{\int p y \cos \theta dS}{P_x}.$$

где x и y — координаты относительно осей OXY на элементарном участке поверхности dS . Суммарный вектор $\sqrt{P_1^2 + P_2^2 + P_3^2}$ составляющих давления P_1, P_2, P_3 в трех взаимно перпендикулярных направлениях равен результирующему давлению P_R ; три угла между направлениями воздействия P_R и P_1 , соотв. P_2 и соотв. P_3 , равны соответственно косинусам $P_1/P_R, P_2/P_R, P_3/P_R$.

Центром давления на данной плоской поверхности называется точка, в которой линия воздействия результирующего давления и его составляющих пересекаются с поверхностью; поэтому одна единственная сила, поддерживающая поверхность в данной точке, уравновешивает все силы на данной поверхности. Координаты центра давления могут быть найдены путем определения линии действия любой составляющей давления по формулам предыдущего параграфа.

Чтобы найти центр гидростатического давления (возникающего под действием одного лишь веса жидкости), действующего на вертикальную плоскую поверхность, погруженную целиком в жидкость, проще всего провести одну ось, напр. OX , вертикально вниз, а вторую ось OY совместить с линией пересечения вертикальной плоской поверхности с поверхностью жидкости. В этом случае вертикальное расстояние центра давления от OY равно:

$$x_1 = \frac{\int x^2 \cdot dS}{(\text{поверхность}) (x_2)} = \frac{\text{момент инерции поверхности относительно } OY}{(\text{поверхность}) (x_2)},$$

где x_2 — вертикальное расстояние центра тяжести поверхности от OY , а x_1 — то же для центра давления.

Вторая координата равна

$$y_1 = \frac{\int xy dS}{(\text{поверхность}) (x_2)}.$$

Примечания 1. Тот же метод может быть использован, когда жидкость целиком заполняет закрытый сосуд, если за ось OY принять горизонтальную линию на поверхности жидкости в сообщающемся резервуаре.

2. Необходимо помнить, что помимо гидростатического давления, возникающего под действием веса жидкости и действующего на центр давления (определяется при помощи вышеприведенных уравнений) обычно на поверхность действует равномерное давление p_1 , для которого центр давления совпадает с центром тяжести. Если жидкость имеет свободную поверхность, p_1 равно давлению газа на свободную поверхность; если жидкость заполняет закрытый сосуд, p_1 равно статическому давлению в той части жидкости, которая заполняет наивысшую точку сосуда [см. п. 1 этого примечания; ср. также „Принцип Паскаля“, стр. 835].

Момент инерции любой поверхности относительно любой оси равен сумме моментов инерции относительно другой оси, параллельной первой и проходящей через центр тяжести плюс произведение поверхности на квадрат расстояния между осями. Для некоторых обычных поверхностей момент инерции I относительно данной оси, проходящей через центр тяжести, равен: для прямоугольника со сторонами a и b относительно оси, параллельной a ,

$$I = \frac{ab^3}{12};$$

для треугольника с основанием a и высотой b относительно оси, параллельной основанию и проходящей на расстоянии $b/3$ от основания

$$I = \frac{ab^3}{36};$$

для круга с диаметром d

$$I = \frac{\pi d^4}{64} = 0,0491 d^4;$$

для эллипса с осями a и b относительно оси b

$$I = \frac{\pi a^3 b}{64} = 0,0491 a^3 b.$$

Из предыдущего параграфа, а также на основании того факта, что твердое тело, погруженное целиком в жидкость, не испытывает никаких неуравновешенных воздействий, если его удельный вес равен удельному весу жидкости, следует для всех жидкостей:

1. Для любой погруженной поверхности составляющая давления в любом горизонтальном направлении имеет одинаковую величину и то же направление воздействия, как и результирующее давление на проекцию данной поверхности на плоскость, перпендикулярную данному направлению. (Если статическое давление не изменяется заметно в вертикальном направлении, напр. в узких пределах в каком-нибудь газе, то то же утверждение остается приблизительно правильным и без слова „горизонтальное“.)

Таким образом центр давления любой наклонной плоской поверхности имеет те же координаты на любой вертикальной плоскости, как и центр давления проекции на эту же плоскость.

2. Для любой погруженной поверхности вертикальная составляющая результирующего давления равна весу объема жидкости над поверхностью, как бы ограниченной вертикальными стенками, огибающими контур поверхности. Линия воздействия этой компоненты проходит через центр тяжести ограниченной стенками части жидкости¹. (Если поверхность замкнута сама на себя, ее разрезают на две части линией, проходящей через такие точки, в которых возможно проведение вертикальных касательных, обрабатывают каждую часть отдельно и комбинируют результаты векторным путем.)

3. Результирующее давление замкнутой поверхности, погруженной в жидкость — это вертикальная сила, равная весу жидкости, которая содержалась бы внутри поверхности в таком количестве, чтобы сохранялось равновесие поверхности с окружающей средой в случае ее движения. Эта сила проходит через центр тяжести жидкости, которая была бы замкнута внутри поверхности в случае ее равновесия; сила действует вверх или вниз в зависимости от того, поддерживает ли давление жидкости внешняя или внутренняя сторона замкнутой поверхности.

4. Для погруженной плоской поверхности составляющая давления в любом заданном направлении равна площади проекции данной поверхности на плоскость, перпендикулярную к данному направлению, умноженной на давление в центре тяжести данной поверхности.

¹ См. п. 2 примечания на стр. 836.

Пример. Найти напряжение у дна цилиндрического металлического сосуда диаметром 3 м, если сосуд установлен вертикально и заполнен водой до уровня 30 м высоты.

Решение. Вырежем мысленно металлическое кольцо из стенок сосуда при помощи двух горизонтальных плоскостей, отстоящих друг от друга напр. на 25 мм, причем нижней плоскостью является дно сосуда. Предположим, что это кольцо разделено на две части вертикальной плоскостью, проходящей через ось сосуда. Из рис. 2 видно, что любая из половин металлического кольца может находиться в равновесии лишь в том случае, если результирующее давление этой половины кольца равно и противоположно по направлению сумме напряжений P в точке пересечения кольца с вертикальной плоскостью.

Результирующее давление P_R (рис. 2) в соответствии с § 1, стр. 837 равно результирующему давлению той части вертикальной плоскости, которая отрезается двумя горизонтальными плоскостями и внутренней поверхностью кольца. Отсюда

$$P_R = \frac{30}{10} \cdot 3 \cdot 100 \cdot 2,5 = 2250 \text{ кг.}$$

Эта результирующая сила действует в указанном направлении перпендикулярно к воображаемой вертикальной плоскости и проходит через ось цилиндра. Отсюда два напряжения P равны друг другу и каждое равно $P_R/2$ или 1125 кг. Принимая допустимое напряжение 110 кг/см² и запас прочности, равный 2/3, получаем необходимую толщину металлической стенки сосуда

$$\frac{1125}{2,5 \cdot \frac{2 \cdot 110}{3}} = 0,62 \text{ см.}$$

(см. отд. I, т. III—„Техника высоких давлений“).

Примечание. Общая формула для величины напряжения в тонком цилиндрическом сосуде равна

$$\sigma = pd/2\delta,$$

в шарообразном сосуде

$$\sigma = pd/4\delta.$$

Здесь σ — напряжение, p — внутреннее давление, d — диаметр, δ — толщина металлической стенки. Эти формулы пригодны при применении величин любой размерности. Если давление жидкости направлено внутрь, напр. в вакуум-баках, подводных лодках и т. д., эти формулы дают величину сдвигающего напряжения вместо напряжения на разрыв.

Приведенные формулы становятся неточными для толстостенных сосудов (см. отд. I, т. III—„Техника высоких давлений“).

Пловучесть и плавание

Принцип Архимеда. Результирующее давление жидкости на погруженное в нее тело действует вверх через воображаемый центр тяжести вытесненного объема жидкости и равно весу этой жидкости. Эта результирующая сила, направленная вверх и действующая на погруженное тело, называется пловучестью или силой поддержания („подъемной силой“); центр тяжести объема вытесненной жидкости называют центром пловучести („центром величины“).

Пример. Сколько должно быть положено на дно буй по весу свинца, для того чтобы буй держался вертикально в морской воде, если сила погружения должна быть равна 200 кг.

Свинец весит 7800 кг/м³. 1 м³ морской воды весит 1070 кг. Таким образом сила погружения в морской воде 1 м³ свинца равна 7800 — 1070 = 6730 кг/м³. Отсюда требуемый объем свинца равен

$$\frac{200}{6730} = 0,0297 \text{ м}^3,$$

что соответствует 231,7 кг.

Центр пловучести жесткого (rigid) тела, полностью погруженного в жидкость равномерной плотности, имеет одно и то же расположение внутри погруженного тела независимо от положения тела в жидкости. В этом случае при равномерной плотности погруженного тела центр пловучести и центр тяжести совпадают. С другой стороны, если тело плавает на поверхности жидкости (а также в общем случае, если плотность окружающей жидкости неравномерна) центр пловучести обычно сдвигается относительно центра тяжести при изменении положения самого тела. Это объясняется изменением объема вытесненной жидкости.

Перемещение центра пловучести называется кривой пловучести.

Равновесие и устойчивость плавающих тел. Единственными силами, действующими на свободно плавающее тело, является его вес, т. е. сила, действующая вниз, и пловучесть, действующая вверх. В случае равновесия обе силы должны быть равны друг другу и центр тяжести и центр пловучести должны быть расположены на одной и той же вертикальной линии. Мы считаем, что тело, плавающее в равновесном состоянии, обладает устойчивостью, если малое смещение вызывает силы, стремящиеся привести тело к своему первоначальному положению равновесия. Обычно встречаются смещения в виде небольших вращений вокруг горизонтальной оси.

Очевидно можно определить, устойчиво ли в случае вращения данное плавающее тело, наблюдая, действуют ли вес тела и сила пловучести при небольшом смещении в направлении, противоположном смещению, или нет. Жесткое тело, погруженное в жидкость, обладает устойчивостью, если центр тяжести расположен ниже центра пловучести. Если центр пловучести и центр тяжести совпадают во всех положениях тела, оно не обладает устойчивостью, ни в каком положении (при смещениях по типу вращения вокруг горизонтальной оси, проходящей через обычный центр тяжести).

Рассматривая какое-нибудь тело с точки зрения устойчивости, мы не должны забывать, что центр тяжести и центр пловучести меняют свое относительное положение в теле при изменении положения самого тела.

В случае плавания какого-нибудь жесткого тела на поверхности раздела двух жидкостей и его вращения в плоскости, перпендикулярной к вертикальной плоскости симметрии тела, — точка, в которой вертикальная линия, проходящая через центр пловучести, при очень малом смещении тела пересекает первоначальную вертикальную линию, проходящую через первоначальный центр пловучести и центр тяжести, — называется метacentром. (При больших смещениях точка пересечения обычно не является метacentром.) Если метacentр лежит выше центра тяжести, тело обладает устойчивостью, если метacentр лежит ниже, — устойчивость отсутствует.

Глубиной плавания, или осадкой, тела, плавающего на поверхности раздела двух жидкостей, называется вертикальное расстояние между нижней точкой тела и поверхностью раздела. Это расстояние может быть легко определено, если известны вес, форма и удельный вес тела.

Принципы плавания тел используются инженером-химиком в самых различных случаях.

Среди них укажем напр. применение этого принципа в ареометрах при определении плотности жидкостей.

Пример. Каково соотношение между сечением ствола и весом ареометра, если увеличение удельного веса жидкости на 0,001 влечет за собой подъем ареометра на 2,5 мм? Объем 2,5 мм длины ствола ареометра равняется $0,001 \times$ общий объем ареометра, т. е. $= 0,001 \times$ общий вес/удельный вес жидкости.

Предположим, что жидкостью является вода; 1 см³ весит 0,001 кг и $0,25 \times$ (сечение ствола) $= \frac{0,001 \times (\text{общий вес})}{0,001} =$ общий вес или сечение ствола (см²) $= \frac{\text{общий вес (кг)}}{0,25}$.

Удельный вес и определение объема твердых тел погружением. Взвешивая любое вещество в жидкости, в которой оно нерастворимо, а затем взвешивая его еще раз в воздухе, можно по разности весов, равной весу того же объема жидкости, определить его относительный удельный вес. Пусть W_a — вес вещества в воздухе, W_f — вес того же вещества в жидкости. Тогда $W_a - W_f =$ (вес равного объема воды). Отсюда

$$W_a / (W_a - W_f) = \text{относительный уд. вес.}$$

Капиллярность и поверхностное натяжение

Натяжение между двумя поверхностями. В результате междумолекулярного притяжения поверхность соприкосновения двух несмешивающихся жидкостей стремится занять наименьший размер, соответствующий включенному объему жидкости и зависящий от внешних сил, действующих на жидкость.

Для увеличения размера поверхности соприкосновения S на dS необходимо затратить работу $dW = W_0 dS$, где W_0 — работа, необходимая для увеличения поверхности на единицу, называется „межповерхностным натяжением“ (interfacial tension). W_0 является функцией состояния системы; его величина обычно заметно изменяется с изменением состава жидкости и температурой, влияние же давления часто бывает небольшим. Величина W_0 может значительно изменяться в присутствии на поверхности следов посторонних веществ. Если одной из жидкостей является газ, то изменение природы этого газа при прочих равных условиях часто не влияет заметным образом на W_0 . Поэтому натяжение между двумя поверхностями для систем жидкость — газ иногда рассматривается как свойство одной только жидкости и называется просто „поверхностным натяжением“. Размерность W_0 соответствует размерности энергии/площадь, или силы/длину. В таблицах обычно приводятся величины в динах на 1 см.

Угол соприкосновения. Если на поверхность соприкосновения между двумя жидкостями попадает твердое тело, угол соприкосновения θ зависит от природы поверхности твердого тела и обеих жидкостей. На практике для данной системы угол θ изменяется в больших или меньших пределах, но его точное значение, повидимому, зависит также в некоторой степени от предыдущего состояния системы. Описание этого явления и литературу см. у Галлера [Haller, Kolloid. Z., 53, 247 (1930)].

При комнатной температуре угол θ , образуемый жидкостью вместе соприкосновения поверхности раздела воздух — жидкость с стеклянной поверхностью, равен приблизительно: для воды, для боль-

Таблица 1
Капиллярность. Поверхностное натяжение жидкостей¹

Вода² и спирт в соприкосновении с воздухом

Темп. °C	Поверхностное натяжение в динах/см	
	вода	этил. спирт
0	75,6	23,5
5	74,9	23,1
10	74,2	22,6
15	73,5	22,2
20	72,8	21,7
25	72,0	21,3
30	71,2	20,8
35	70,4	20,4
40	69,6	20,0
45	68,7	19,5
50	67,9	19,1
55	67,1	18,6
60	66,2	18,2
70	64,4	17,3
80	62,6	—
90	60,8	—
100	58,9	—
Вода — пар		
110	56,9	—
120	54,9	—
130	52,8	—

¹ Таблицы Смитсона* („Smithsonian Tables“).

² „International Critical Tables“, vol. 4, p. 447 — „Справочник технических единиц“, т. 10, стр. 23.

Продолжение табл. 1

Различные жидкости в соприкосновении с воздухом

Жидкость	Темп. °C	Поверхностн. натяжение дин/см
Амилловый спирт	15,0	24,8
Ацетон	16,8	23,3
Бензол	15,0	28,8
Гексан	0,0	21,2
Гексан	68,0	14,2
Глицерин	17,0	63,14
Масляная кислота	15,0	28,7
Метилловый спирт	15,0	24,7
Нефть	20,0	25,9
Оливковое масло	20,0	34,7
Пропиловый спирт	5,8	25,9
Пропиловый спирт	97,1	18,0
Ртуть	18,0	520,0
Сероуглерод	20,0	30,5
Скипидар	21,0	28,5
Толуол	15,0	29,1
Толуол	109,8	18,9
Уксусная кислота	17,0	30,2
Хлороформ	20,0	28,3
Эфир	20,0	18,4

Продолжение табл. 1

Растворы солей и кислот в воде

Соль в растворе	Уд. вес	Темп. °C	Поверхностн. натяжение дин/см
BaCl ₂	1,2820	15—16	81,8
BaCl ₂	1,0497	15—16	77,5
CaCl ₂	1,3511	19	96,0
CaCl ₂	1,2773	19	90,2
HCl	1,1190	20	72,6
HCl	1,0887	20	74,5
KCl	1,0242	20	75,3
KCl	1,1699	15—16	82,8
KCl	1,1011	15—16	80,1
MgCl ₂	1,0463	15—16	78,3
MgCl ₂	1,2338	15—16	90,1
MgCl ₂	1,1694	15—16	86,2
NaCl	1,0362	15—16	78,0
NaCl	1,1932	20	86,8
NaCl	1,1074	20	80,5
NaCl	1,0360	20	77,6
NH ₄ Cl	1,0758	16	84,3
NH ₄ Cl	1,0535	16	81,7
NH ₄ Cl	1,0281	16	78,8
SrCl ₂	1,3114	15—16	85,6
SrCl ₂	1,1204	15—16	78,4
SrCl ₂	1,0567	15—16	77,8
K ₂ CO ₃	1,3576	15—16	90,9
K ₂ CO ₃	1,1576	15—16	81,8
K ₂ CO ₃	1,0400	15—16	77,5
Na ₂ CO ₃	1,1329	14—15	79,3
Na ₂ CO ₃	1,0605	14—15	77,8
Na ₂ CO ₃	1,0283	14—15	77,2
KNO ₃	1,1263	14	78,9
KNO ₃	1,0466	14	77,1
NaNO ₃	1,3022	12	83,5
NaNO ₃	1,1311	12	80,0
CuSO ₄	1,1775	15—16	78,6
CuSO ₄	1,0276	15—16	77,9
H ₂ SO ₄	1,8278	15	63,0
H ₂ SO ₄	1,4453	15	79,7
H ₂ SO ₄	1,2636	15	79,7
K ₂ SO ₄	1,0744	15—16	78,0
K ₂ SO ₄	1,0360	15—16	77,4
MgSO ₄	1,2744	15—16	88,2
MgSO ₄	1,0580	15—16	77,8
MnSO ₄	1,1119	15—16	78,1
MnSO ₄	1,0329	15—16	77,3
ZnSO ₄	1,3981	15—16	83,3
ZnSO ₄	1,2830	15—16	80,7
ZnSO ₄	1,139	15—16	77,8

Таблица 2

Натяжение жидкостей¹

Поверхностное натяжение (interfacial tension) жидкостей при 20°C

Жидкость	Уд. вес	Поверхн. натяжение в динах/см, в соприкосновении с		
		воздухом	водою	ртутью
Вода	1,0	72,8	0	375,
Ртуть	13,546	513,0 ²	375,	0
Сероуглерод	1,2687	30,5	48,	336
Хлороформ	1,4878	27,2	33,	415
Этиловый спирт	0,7906	24,1	—	364
Оливковое масло	0,9136	34,6	18,6	317
Скипидар	0,8857	28,8	11,5	241
Нефть	0,7977	29,7	28,9	271
Соляная кислота	1,10	72,9	—	350
Раствор тиосульфата натрия . . .	1,1248	69,9	—	429

Таблица 3

Поверхностное натяжение жидкостей при температуре затвердевания¹

Вещество	Темп. затвердевания °C	Поверхн. натяжение динах/см	Вещество	Темп. затвердевания °C	Поверхн. натяжение динах/см
Платина . .	2100	1691	Натрий . . .	90	258
Золото . . .	1200	1003	Сурьма . . .	432	249
Цинк	363	87	Бура	1000	216
Олово	230	599	Сода	1000	210
Ртуть	— 40	588	Повар. соль .	—	116
Свинец	330	457	Селен	217	71,8
Серебро . . .	1000	427 ²	Сера	111	42,1
Висмут . . .	265	1390 ³	Фосфор . . .	43	42,0
Калий	58	371			

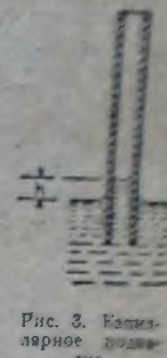
¹ „Таблицы Смитсона“ („Smithsonian Tables“).² Быстро падает во времени до прибл. 400.³ В „International Critical Tables“ приводятся следующие величины: Ag — при 970°, γ = 800, Bi — при 300°, γ = 388. Прим. ред.

шинства водных растворов, для перекиси водорода и большинства органических жидкостей при условии, что стекло покрыто пленкой данной жидкости $\theta = 0^\circ$; для ртути $\theta = 140^\circ$; для системы вода — воздух — парафиновый воск $\theta = 105^\circ$.

Капиллярное поднятие. В узкой вертикальной, круглой открытой трубке (рис. 3) столбик жидкости устанавливается на уровне выше или ниже того уровня, который соответствовал бы статическому напору у основания столбика на величину, равную

$$h = \frac{4 W_0 \cos \theta}{g D (\rho_1 - \rho_2)} \text{ см.}$$

Здесь W_0 — обозначает поверхностное натяжение в динах/см, D — диаметр трубки в см, ρ_1 и ρ_2 — плотности в г/см³ для жидкости и газа (или легкой жидкости), $g = 981 \text{ см/сек}^2$ и θ — угол соприкосновения, зависящий от более тяжелой жидкости. Эта формула довольно точна при условии, что трубка достаточно узка, т. е. только в этом случае мениск имеет форму, достаточно близкую к сферичной. Поправки к формуле для более широких трубок см. в „International Critical Tables“, vol. 4, p. 435.¹



II. МАНОМЕТРЫ ДЛЯ ИЗМЕРЕНИЯ ДАВЛЕНИЯ

Литература: Martin, „Treatise on Chemical Engineering“, Crosby, Lockwood, London 1928. Уокер, Льюис и Мк. Адамс, Типовая химическая аппаратура, Л. 1934. P a n n e l l, „Measurement of Fluid Velocity and Pressure“, London 1924.

Большинство обычных манометров для измерения давления показывает разность между двумя давлениями и является таким образом дифференциальными манометрами, но обычно этот термин применяется только к U-образным манометрам, показывающим разность двух давлений, причем оба давления значительно отличаются от атмосферного. В открытых манометрах одно из давлений является атмосферным и отсчет дает величину избыточного давления (см. стр. 833).

Если измеряется давление движущейся жидкости, физическая интерпретация отсчета манометра становится невозможной без точного знания положения и направления измерительной трубки относительно потока.

В нижеприведенных формулах давление p обозначает действительное давление в месте присоединения манометра.

Жидкостные манометры

Высота или напор, до которого поднимается жидкость в открытой вертикальной трубке, присоединенной к аппарату, содержащему жидкость, является непосредственно мерой давления в месте присоединения (см. стр. 834) и применяется часто для определения уровня жидкости в баках и т. п. При помощи U-образных трубок (см. рис. 4, а) и приспособлений подобных изображенному на рис. 4, б тот же принцип может быть использован когда желательно или требуется

¹ „Справочник технической энциклопедии“, т. 10, стр. 7—9. Прим. ред.

(при измерении избыточного давления) определить давление с помощью другой жидкости нежели та, давление которой требуется измерять. Большинство манометров этого типа может быть применено и в виде как открытых, так и дифференциальных манометров. На рисунках изображены ртутные манометры, но в качестве манометрической жидкости для измерения высоты жидкостного столба может быть применена любая жидкость, не смешивающаяся с жидкостью, находящейся под давлением. Для высокого вакуума, а также для больших давлений и больших разностей давлений манометрической жидкостью обычно служит ртуть; для малых давлений — керосин, вода, спирт и т. д.

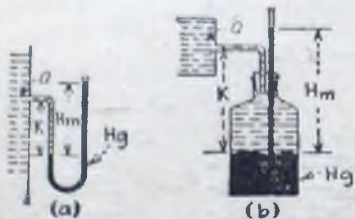


Рис. 4. Открытые манометры.

В продаже имеются U-образные трубки, заканчивающиеся в виде стандартных труб с фланцевыми и другими соединениями; подобные трубки существуют как для очень больших давлений, так и для обычных условий.

Открытые U-образные трубки (рис. 4, а) и открытые манометры (рис. 4, б) показывают отсчет в см ртутного столба H_m ; поверхность раздела между жидкостью и ртутью в трубке находится на K см ниже точки присоединения a . Если удельный вес испытуемой жидкости в точке a равен γ_a г/см³, а ртути — γ_m г/см³, избыточное давление p_a в точке a равно $p_a = (H_m \gamma_m - K \gamma_a)$ г/см² в трубке 1.

Высота напора жидкости в аппарате H_a в точке a будет

$$H_a = \left(H_m \frac{\gamma_m}{\gamma_a} - K \right) \text{ см.}^1$$

Если измеряется давление газа, то γ_a обычно столь мало (кроме случаев очень большого давления) по сравнению с γ_m , что член $K \gamma_a$, соотв. K , может быть отброшен.

Дифференциальная U-образная трубка (рис. 5) дает отсчет разности давлений в точках a и b :

$$p_a - p_b = [H_m (\gamma_m - \gamma_a) + K_a \gamma_a - K_b \gamma_b] \text{ г/см}^2,$$

где H_m — высота в см, K_a и K_b (оба в см) — расстояния по вертикали верхнего уровня ртути от a и от b ; γ_a и γ_b (г/см³) — удельные веса жидкостей в точках a и b . Если же испытуемая жидкость давит на уровень ртути сверху, соответствующая величина K отрицательна. Если разность напоров возникает из-за включения диафрагмы или других приспособлений для измерения величины потока жидкости, полученная разность напоров ΔH равна (см. стр. 890):

$$\Delta H = (p_1 v_1 - p_2 v_2) + (z_1 - z_2) = H_m \left(\frac{\gamma_m}{\gamma_a} - 1 \right),^1$$

¹ Предполагается, что трубки, соединяющие жидкость в сосуде и манометре, заполнены жидкостью той же плотности, как и в аппарате в точке присоединения манометра.



Рис. 5. Дифференц. U-образная трубка.

Для газов за исключением очень больших давлений γ_a и γ_b настолько малы по сравнению с γ_m , что формула может быть упрощена до

$$p_a - p_b = H_m \gamma_m \text{ г/см}^2.$$

Обратная дифференциальная U-образная трубка (рис. 6). В этой трубке вместо жидкости часто применяется газ, подобная трубка часто применяется для измерения разности давлений жидкости в случаях, когда столб жидкости в открытых трубках был бы чрезмерно велик, или же если жидкость, находящаяся под давлением, не должна находиться в соприкосновении с воздухом.

Если γ_m (г/см³) — уд. вес жидкости в трубке, K_a и K_b — отрезки (см. рис. 6) в см (остальные обозначения те же, что в предыдущем параграфе), то

$$p_a - p_b = [H_m (\gamma_a - \gamma_m) + K_a \gamma_a - K_b \gamma_b] \text{ г/см}^2.$$

Если манометр показывает разницу напоров жидкости, обходя диафрагмы (см. стр. 890), то ΔH в см

$$\Delta H = H_m \left(1 - \frac{\gamma_m}{\gamma_a} \right).$$

За исключением очень высоких давлений величиной γ_m можно пренебречь, если жидкость, заполняющая U-образную трубку, является газом. Вентиль D закрыт, пока используется манометр; этот вентиль позволяет менять количество легкой жидкости в манометрической трубке. Это особенно удобно, если трубка заполнена газом.

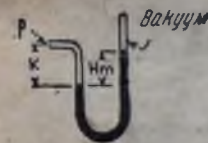


Рис. 7. Закрытая U-образная трубка.

Закрытые U-образные трубки (рис. 7) служат для непосредственного измерения абсолютного давления жидкости p . Если γ_m (г/см³) обозначает уд. вес ртути и H_m — столб ртути в см, то $p = H_m \gamma_m$ г/см² равно абс. давлению при условии, что пространство над ртутью является полным вакуумом. Для жидкостей и для газов при очень больших давлениях величина $K \gamma$ должна быть вычтена из величины $H_m \gamma_m$ ¹.

K обозначает вертикальное расстояние в см от точки присоединения трубки к сосуду до нижнего уровня ртути.

γ обозначает уд. вес жидкости, находящейся под давлением.

Ртутный барометр (рис. 8) показывает непосредственно абсолютное давление воздуха в единицах высоты ртутного столба. Нормальное (стандартное) барометрическое давление равно 760 мм ртутного столба (при 0°C) или 1 ат. Отсчеты барометра, выраженные в см

¹ См. примечание на стр. 846.

ртутного столба, должны быть пересчитаны на стандартную температуру (обычно 0°).

Барометр-анероид представляет собою точный диафрагменный манометр (см. стр. 853).



Рис. 8. Ртутный барометр.

При применении узких трубок в жидкостных трубчатых манометрах возможны большие ошибки в отсчете, зависящие от капиллярного эффекта. Ошибка особенно заметна в приспособлениях, аналогичных изображенному на рис. 4, *b*, в которых обе измеряемые поверхности имеют совершенно различные размеры. В U-образных трубках с малым диаметром трубки могут легко встретиться ошибки в отсчетах свыше 1,5 мм в результате малейших отклонений в диаметре трубки. Во избежание этого источника ошибок следует применять трубки с внутренним диаметром не менее 7 мм.

Если над манометрической жидкостью уд. веса γ г/см³ в трубке имеется столб h см другой жидкости уд. веса γ_m г/см³, то отсчет столба, поддерживающего давление,

Манометры с увеличенной шкалой

Для достижения требуемой точности при измерении небольших давлений с помощью жидкостного манометра часто бывает необходимо применять меры для увеличения точности отсчетов. Увеличение отсчетов может быть достигнуто в большей или меньшей мере одним из следующих способов.

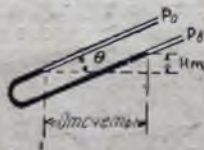


Рис. 9. Наклонная U-образная трубка.

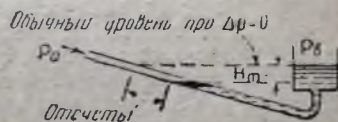


Рис. 10. Манометр для измерения небольших газовых давлений.

1. Замена манометрической жидкости. В открытых манометрах можно заменить одну жидкость другой, меньшего уд. веса. В дифференциальных манометрах (рис. 5) необходимо выбрать такую жидкость, чтобы разность уд. веса манометрической и измеряемой жидкости, находящейся под давлением, была по возможности меньше.

2. Наклонная U-образная трубка (рис. 9). Если отсчет — h см ведется, как указано на рис. 9, то $H_m = h \operatorname{tg} \theta$; вставляя эту величину в формулу предыдущего параграфа, получаем $P_a - P_b$, если соответствующая вертикальная трубка заменена наклонной. Для точных измерений полезно калибровать трубку, учитывая возможные колебания величины диаметра трубки и ее наклон.

3. U-образный манометр с чашкой (рис. 10) обычно применяется для измерения небольших газовых давлений. Одно из колен U-об-

Таблица 4

Приведение отсчетов барометра к стандартной температуре

Поправки для бронзовой шкалы		Поправки для стальной шкалы	
Высота барометра в мм на 1°С	Поправка в мм, °С	Высота барометра в мм на 1°С	Поправка в мм, °С
400	0,0651	50	0,0066
410	0,0668	100	0,0172
420	0,0684	150	0,0228
430	0,0700	200	0,0284
440	0,0716	250	0,0340
450	0,0732	300	0,0396
460	0,0749	350	0,0452
470	0,0765	—	—
480	0,0781	400	0,0508
490	0,0797	450	0,0564
—	—	500	0,0620
500	0,0813	520	0,0636
510	0,0830	540	0,0652
520	0,0846	560	0,0668
530	0,0862	580	0,0684
540	0,0878	—	—
550	0,0894	600	0,0700
560	0,0911	610	0,0716
570	0,0927	620	0,0732
580	0,0943	630	0,0748
590	0,0959	640	0,0764
—	—	650	0,0780
600	0,0975	660	0,0796
610	0,0992	—	—
620	0,1008	670	0,0812
630	0,1024	680	0,0828
640	0,1040	690	0,0844
650	0,1056	700	0,0860
660	0,1073	710	0,0876
670	0,1089	720	0,0892
680	0,1105	730	0,0908
690	0,1121	—	—
—	—	740	0,0924

Продолжение табл. 4

Таблица 4

Приведение отсчетов барометра к стандартной температуре¹

Поправки для бронзовой шкалы		Поправки для стеклянной шкалы	
Высота барометра в мм на 1°C	Поправка α мм, °C	Высота барометра в мм на 1°C	Поправка α мм, °C
700	0,1137	750	0,1292
710	0,1154	760	0,1309
720	0,1170	770	0,1327
730	0,1186	780	0,1344
740	0,1202	790	0,1361
750	0,1218	800	0,1378
760	0,1235	—	—
770	0,1251	850	0,1464
780	0,1267	900	0,1551
790	0,1283	950	0,1639
800	0,1299	1000	0,1723

разной трубки этого манометра значительно шире, чем наклонная трубка.

Изменения уровня жидкости в наклонной трубке очень мало влияют на положение уровня в резервуаре. Хотя величина H_m может быть легко вычислена из отсчета отметок h и размеров трубки, но подобный способ отсчета неправилен, т. к. часто изменения уровня жидкости в резервуаре бывают значительны, а кроме того изменения диаметра трубки могут привести к серьезным ошибкам в отсчете.

¹ Отсчет по барометру зависит от термического расширения ртути и стекла — в случае градуирования инструмента по стеклянной трубке, и от относительного термического расширения ртути и металлического трубчатого чехла (обычно бронзового) в случае градуировки на бронзовом чехле. Это относительное расширение практически пропорционально первой степени температуры. Приведенная таблица коэффициентов относительного расширения дает величины, практически идентичные с приведенными в „International Meteorological Tables“. Величина c определяется по формуле

$$H_1 = H_1' - c(t' - t),$$

где H_1 — показание барометра при стандартной температуре, H_1' — наблюдаемый отсчет при температуре t' и $c(t' - t)$ — поправка на температуру. Стандартной температурой для метрических измерений является 0°C.

Пример. Барометр с бронзовой шкалой показывает 765 мм при 25°C; требуется определить отсчет при 0°. По таблице величина c является средним, между 0,1235 и 0,1251, т. е. $c = 0,1243$ и $c(t' - t) = 0,1243 \cdot 25 = 3,11$. Отсюда

$$H_0 = 765 - 3,11 = 761,89 \text{ мм.}$$

Хотя в табл. 4 c приведено в виде трех- и даже четырехзначного числа, редко бывает необходимо пользоваться больше чем двумя значущими цифрами. Действительно, различные барометры имеют неодинаковую величину c и при особо большой точности необходимо определить c экспериментальным путем.

Технические манометры обычно снабжены шкалой, дающей непосредственно величину H_m ; если же этого нет, необходимо манометр калибровать (см. стр. 854). Приспособления (2) и (3) могут быть отсчитаны в 10 или еще больше раз больше, чем разница уровней H_m .

4. U-образный манометр с двумя жидкостями (рис. 11), является очень чувствительным инструментом для измерения небольших разностей давлений. Пусть s — площадь поперечного сечения жидкого из резервуаров, s_1 — сечение колена, образующего U-образную трубку, пусть γ_1 — уд. вес более легкой жидкости, γ_2 — уд. вес более тяжелой жидкости, γ — уд. вес воды (все величины в г/см³).

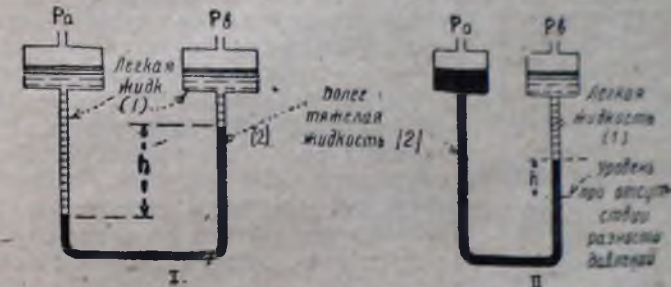


Рис. 11. U-образная трубка с двумя жидкостями.

Для приборов типа I (рис. 11) имеем

$$P_a - P_b = \frac{h - h_0}{\gamma} \left[\gamma_2 - \gamma_1 + \frac{s_1}{s} \gamma_1 \right] \text{ см вод. ст.}$$

Здесь отсчеты h — в см, величина h_0 дает отсчет при нулевой разнице давлений.

Для приборов типа II имеем (отсчеты h в см) (рис. 11):

$$P_a - P_b = \frac{h}{\gamma} \left[\gamma_2 - \gamma_1 + \frac{s_1}{s} (\gamma_2 + \gamma_1) \right] \text{ см вод. ст.}$$

Если отношение $\frac{s}{s_1}$ достаточно велико, члены $\frac{s_1}{s} \gamma_1$ и $\frac{s_1}{s} (\gamma_2 + \gamma_1)$ в обеих формулах могут быть отброшены по сравнению с разницей $(\gamma_2 - \gamma_1)$. Все же эти члены нельзя отбрасывать без предварительного должного обсуждения.

Ввиду того, что величина отсчета обратно пропорциональна разности уд. весов, необходимо стремиться к выбору такой пары жидкостей, для которой эта разница очень мала; следовательно отбрасывать в формуле третий член можно лишь при очень большом диаметре резервуара. При использовании приведенных формул не следует брать уд. веса манометрических жидкостей из таблиц, т. к. это влечет за собой серьезные ошибки, ввиду того что каждая из жидкостей может растворять значительные количества другой жидкости.

Перед заполнением манометра жидкости должны быть смешаны и должны быть определены уд. веса обоих слоев при той же тем-

пературе, при которой производятся отсчеты манометра. Вообще, если требуется точность, манометр должен быть калиброван (см. стр. 854).

Отсчеты этих манометров могут быть сделаны в 25—30 раз большими, чем действительная разница давлений (в *см* водяного столба).

Микроманометры

Для измерения очень малых разностей давлений и для калибровки манометров низкого давления были созданы различные типы микроманометров, основанные на принципе жидкостного столба и обладающие чрезвычайной точностью и чувствительностью.

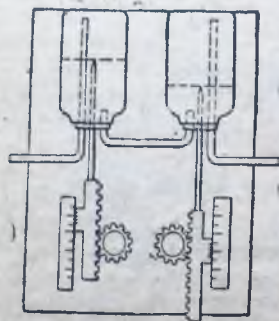


Рис. 12. U-образная трубка с крючком.¹

1. Простейшими являются вертикальные U-образные трубки или обычные вертикальные трубки, снабженные точным приспособлением, напр. крючкообразный манометр (см. ниже) для измерения положения уровня манометрической жидкости. На рис. 12 изображен дифференциальный манометр этого типа. Колена трубки имеют диаметр не менее 50—75 *мм*, во избежание ошибки, связанной с капиллярностью.

2. Слабо наклонные манометры (Чатток) имеют U-образную трубку с широко расставленными коленами, сделанными из трубок большого диаметра, которые соединены между собой более узкой трубкой. Аппарат смонтирован вертикально на доске, которая может быть приподнята с одного конца при помощи микрометрического винта.

На рис. 13 изображен этот прибор и виден принцип его работы.

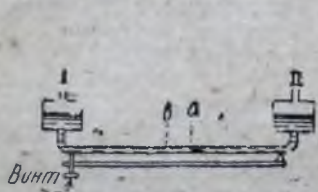


Рис. 13. Манометр с слабо наклонной измерительной трубкой (Чатток).

Если приложить небольшой избыток давления у входа *П*, уровень жидкости в правом колене несколько понижается. Благодаря этому капля несмешивающейся жидкости перемещается из *а* в *б*. Чем больше диаметр резервуара в колене, по сравнению с диаметром соединительной трубки, тем больше расстояние *аб* при данном изменении уровня. Затем манометр наклоняется поворотом микрометрического винта до возвращения капли в первоначальное нулевое поло-



Рис. 14. Микроманометр.

жение *а*. Разница давлений может быть вычислена из размеров прибора и отсчетов микрометра. При благоприятных условиях можно делать отсчеты до 0,0025 *мм* столба манометрической жидкости [хорошее описание наклонных манометров см. у Мартина (Martin, "Treatise on Chemical Engineering")].

3. Аппарат, изображенный на рис. 14, в принципе аналогичен манометру Чатток. Он состоит из U-образной трубки, в которой одно колено сделано гибким. Жестко укрепленный резервуар соединен с наклонной стеклянной трубкой *Т* при помощи каучуковой трубки.

Трубка *Т* поддерживается скользящим зажимом, который может быть поднят или опущен при помощи микрометрического винта *М*. На стеклянной трубке имеется черта; отсчеты производятся поворотом микрометра до совпадения мениска жидкости с чертой на стекле. Разница между нулевым положением манометра и его положением при данном давлении дает непосредственно отсчет разности давлений. Таким способом могут быть определены разности давлений менее 0,025 *мм* столба манометрической жидкости. Чувствительность может быть изменена при изменении наклона трубки.

Хотя наибольшая точность может быть достигнута только в лабораторных условиях, эти же манометры были с успехом применены в технике при измерениях с трубками Пито при малых скоростях газа и в других случаях, когда давление было довольно незначительно. Во время использования они должны находиться на прочном опоре; необходимо следить, чтобы все части прибора находились при одинаковой температуре. Все эти манометры свободны от ошибок, связанных с капиллярностью, и, не считая подбора микрометрической шкалы, они не нуждаются в калибровке.

Микроманометр большой чувствительности описан также у Оуэра [Aeronautic Research Committee — Reports a. Memoranda, № 1308 (1930)].

Механические манометры

Пружинный манометр Бурдона. Указатель шкалы в этом манометре приводится в движение пружиной, согнутой из трубки овального сечения; трубка согнута в виде дуги окружности и закрыта с одного конца. При увеличении внутреннего давления трубчатая пружина стремится выпрямиться; движение трубки передается при помощи специального механизма указателю. Манометры Бурдона изготовляются для любых давлений как ниже, так и выше атмосферного. Измерительная трубочка обычно делается из бронзы, но в продаже имеются также трубки и из других материалов.

Диафрагменные манометры дают свои показания в результате изгибания диафрагмы, обычно металлической, подверженной разности давлений по обе стороны. Эти манометры применимы в тех же случаях, что манометры Бурдона, но ими обычно не пользуются для измерения больших давлений. Можно изготовить очень точные приборы этого типа, применяя электрические или оптические методы для увеличения показаний диафрагмы. Обычный aneroidный барометр является разновидностью барометров диафрагменного типа.

В продаже имеются также диафрагменные манометры и манометры Бурдона для одновременного измерения вакуума и давления. Подобные манометры называются *мановакуумметрами*.

¹ Trans. A. S. M. E. 35, 646.

Манометры Бурдона не следует подвергать действию температур выше $65,6^\circ$, т. е. выше этой температуры металлическая трубка теряет частично свою эластичность.

Если требуется измерить давление более горячей жидкости, необходимо иметь слой какой-нибудь защитной жидкости, предохраняющей манометр от действия горячей жидкости.

Если манометр Бурдона или диафрагменного типа используется для измерения давления газа и установлен ниже воздушного вентили аппарата, то в трубку, ведущую к манометру, может попасть вода или другая жидкость; в этом случае отсчеты манометра показывают слишком большое давление, причем преувеличение равно высоте гидростатического напора жидкости, накопившейся в трубке.

Если в трубке накапливается вода, поправка равна 1 кг/м^3 на каждый 1 мм высоты столба воды в трубке.

Если требуется большая точность, оба типа манометров (Бурдона и диафрагменный) необходимо перед использованием специально калибровать.

Калибровка манометров

Обычные жидкостные манометры не нуждаются в калибровке, если они устроены с учетом возможной ошибки, вследствие капиллярного эффекта (см. стр. 845). Если шкала для отсчета была проверена при помощи какого-нибудь стандарта, точность показаний подобных манометров зависит только от точности определения положения уровня жидкости. Поэтому жидкостные манометры можно использовать для проверки других манометров. Наклонные и другие манометры проверяются при помощи любого типа микроманометров, описанных ранее.

Калибровка манометра состоит главным образом в присоединении проверяемого прибора к сосуду, внутри которого поддерживается любое заданное постоянное давление. Параллельно, к этому же сосуду присоединяется стандартный манометр. Отсчеты испытуемого манометра затем проверяются при различных давлениях внутри сосуда и сверяются с показаниями стандартного манометра.

Приборы для определения положения уровня жидкости

Для точного определения положения свободной поверхности жидкости часто применяются следующие приборы:

1. **Крючкообразный манометр** (рис. 15); здесь используется очень четкий оптический эффект, возникающий при соприкосновении острого наконечника снизу с поверхностью жидкости. Наконечник может иметь вид острого конуса с большим углом (45° , 90° и даже 120°). Другая форма этого прибора изображена на рис. 12.

2. **Точечный манометр**; напоминает собою крючкообразный, за исключением того, что наконечник обращен вниз. Измерение состоит в том, что наконечник спускается вниз, пока на поверхности не образуется „пузырек“. В качестве точечного измерительного прибора вполне пригоден свинцовый грузик, подвешенный на металлической измерительной ленте.

3. **Поплавковый манометр** (рис. 16) для точных измерений; состоит обычно из полого металлического поплавка, закрепленного

на тонком вертикальном стержне, который скользит вдоль шкалы. Поплавок может приводить в движение стрелку на циферблате или перо самопишущего приспособления; но если требуется большая точность, подобные приспособления нецелесообразны, т. е. возможны ошибки от трения и инерции частей движущегося механизма.

При применении поплавкового прибора необходимо, чтобы окружающие жидкость стенки были со всех сторон не ближе 25 мм от поплавка во избежание ошибок, связанных с капиллярным эффектом.

Если поверхность жидкости совсем неподвижна, выбор между крючкообразным и поплавковым измерителем, с точки зрения точности определения, безразличен. Оба прибора могут быть изготовлены с точностью отсчета до 0,25 мм. Но если уровень даже незначительно колеблется, трудно получить удовлетворительные отсчеты при помощи крючкообразного измерителя, и поплавковый прибор в этом случае оказывается наилучшим. Последний прибор имеет



Рис. 15. Крючкообразный манометр

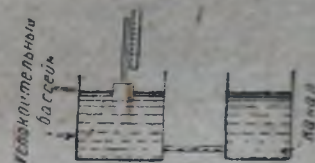


Рис. 16. Поплавковый манометр.

то преимущество, что он является также индикатором. Если требуется измерить уровень жидкости, протекающей в открытом канале, а также, если требуется большая точность, описанный прибор помещается в отдельный ящик (рис. 16), свободно соединенный с движущейся жидкостью при помощи отверстия в стенке канала (см. 875 сл.).

III. СВОЙСТВА ЖИДКОСТЕЙ ВО ВРЕМЯ ДВИЖЕНИЯ

Литература: Lamb, „Hydrodynamics“, Cambridge University Press, 1924. Gibson, „Hydraulics and its Applications“, Van Nostrand, New York 1930. Hughes and Sanford, „Hydraulics“, Macmillan, New York 1925. Stodola, „Steam Turbines“, McGraw Hill, New York 1927. Tietjens, „Hydro- und Aeromechanik“, Springer, Berlin 1926 (русское издание — Титъенс, Гидро- и аэромеханика, т. I и II, М.-Л. 1930—1931). National Research Council, Report of the Committee on Hydrodynamics. Vol. 84, 1932.

Общая часть. Гидродинамика изучает законы движения жидкостей. Аэродинамика занята теми же проблемами в отношении газов. Гидравлика изучает течение жидкостей и способы измерения этого течения в техническом масштабе; таким образом в известном смысле гидравлика является практическим приложением гидродинамики. Ввиду того что законы течения газов и жидкостей во многом аналогичны, обе области будут здесь рассмотрены совместно.

Определения

Определения некоторых терминов. Говорят, что какая-нибудь величина имеет устойчивое значение, т. е. величина устойчива, если она не меняется со временем. Течение называется устойчивым, если известно, что весовое количество протекающей жидкости постоянно, при условии, что все прочие величины (температура, поперечное сечение и т. п.), необходимые для характеристики потока, поддерживаются во времени постоянными.

Поток называется однородным, когда форма и размеры поперечного сечения потока одинаковы или почти одинаковы на протяжении всего канала. Температура или скорость называется однородной в определенных границах, если она имеет одну и ту же величину на протяжении всего данного участка в данный момент.

Средней скоростью массы жидкости G (на практике — весовая скорость) через данное поперечное сечение, перпендикулярное к главному направлению потока жидкости в аппарате, — называется весовое количество жидкости, проходящей в единицу времени, деленное на площадь данного поперечного сечения. При протекании через канал постоянного сечения средняя скорость массы остается однородной за исключением тех случаев, когда внутри канала образуется накопление вещества или же часть вещества отводится на сторону.

Средней линейной скоростью V жидкости через любое заданное сечение обычно называется величина, получающаяся при делении средней скорости массы жидкости на средний уд. вес в данном сечении. За исключением случаев изотермического потока, термин „средняя линейная скорость“ не имеет точного смысла, т. к. понятие среднего уд. веса не установлено еще окончательно. Поэтому в случае неизотермического потока следует предпочесть употребление термина „скорость массы“. Избыточная линейная скорость соответствует избыточной скорости массы. Местная линейная скорость в данной точке потока получается при делении величины местной скорости массы в данной точке на местный уд. вес жидкости. Что касается других терминов за исключением приведенных в таблице обозначений (см. стр. 889) термодинамических величин (внутренняя энергия, энтальпия, общее теплосодержание, энтропия, и т. д.), то определение их приведено в любом справочнике по термодинамике (см. *Kiefer and Stuart, Wiley, New York 1930; Goodenough, Holt, New York 1920).

Числом Рейнольдса называется любая безразмерная величина типа $\frac{LV\rho}{\mu}$, которая встречается в теории движения жидкости. Здесь L обозначает характеристику линейных размеров аппарата, через который протекает жидкость, V — линейная скорость, ρ — плотность жидкости, μ — абсолютная вязкость (см. стр. 858) — все величины отнесены к одной определенной точке внутри аппарата. Для течения через круглые трубы число Рейнольдса Re равно

$$Re = \frac{VD\rho}{\mu},$$

где V — средняя скорость в трубе; D — диаметр трубы; ρ — плотность и μ — абсолютная вязкость. В системе CGS — D выражено в см; V — см/сек; ρ — $\frac{2}{\text{см}^3}$ и μ — в пуазах ($\frac{2}{\text{см} \cdot \text{сек}}$).

В принятой смешанной системе

$$Re = \frac{VD\gamma}{\mu},$$

где V — м/сек; D — м; γ — кг/м³ и μ в $\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}}$.

Число Рейнольдса применяется и в следующих видах:

$$Re = \frac{DG}{\mu} = \frac{4W}{\pi D\mu} = \frac{4VD\gamma}{\mu},$$

здесь: G — „скорость массы“ (реально весовая скорость) = $V \cdot \gamma$ в $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{сек}}$; W — весовой расход ($= G \cdot \frac{\pi D^2}{4}$) в $\frac{\text{кг}}{\text{сек}}$

или в виде

$$Re' = \frac{VD\gamma}{Z} \left(= \frac{1}{1000} \frac{VD\gamma}{\mu} \right),$$

где V — м/сек; D — м; γ — кг/м³ и Z — вязкость в сантипуазах.

Средним гидравлическим радиусом R данного канала называется поперечное сечение той части канала, которая заполнена жидкостью, деленное на длину периметра смоченной части. Гидравлический радиус круглой трубы равен одной четверти диаметра; в некруглом канале эквивалентным диаметром называется величина, равная четырем гидравлическим радиусам. Число Рейнольдса для некруглого канала обозначается или в виде $Re = \frac{4VR\gamma}{\mu}$ или же $Re = \frac{4RG}{\pi R\mu} = \frac{4W}{\pi R\mu}$.

Линия течения. Линией течения называется воображаемая линия, проведенная от одной точки внутри потока к другой точке так, что ее направление в каждый момент совпадает с направлением движения жидкости.

Обычно направление линии течения в любой данной точке меняется со временем. В тех случаях, когда движение однородно в любой точке течения (или на некотором непрерывном участке потока), линии течения ясно очерчены в пространстве и показывают действительное направление „частиц“ жидкости; частицы, расположенные на данной линии течения, скользят по этой линии, как бы вращаясь вокруг жесткого стержня. В этом случае линии течения называются линиями потока. Если подобное состояние движения существует в потоке все время, говорят, что жидкость находится в состоянии однородного линейного потока. Линии потока не обязательно прямолинейны. Обычно при достаточно малых скоростях реальные жидкости текут по типу слоистого течения. Этот тип течения иногда также называется ламинарным, или вязким течением.

Первый из этих терминов применяется часто также в других смыслах, так что употребление его может привести к путанице.

Турбулентное течение и критическая скорость. Если при данных условиях средняя линейная скорость превышает определенную величину, называемую критической скоростью, движение потока перестает быть линейным. Частицы движущейся жидкости в разных

местах потока описывают беспорядочные пути и постоянно меняют свое направление. В этом случае течение называется турбулентным. Возможны также случаи, когда на некоторых участках потока течение имеет турбулентный характер, тогда как на других участках имеется ламинарное течение.

Более подробно о критической скорости см. стр. 927.

Вязкость

Реальные и идеальные жидкости. Вязкость является мерой сопротивления, оказываемого жидкостью при относительном сдвиге отдельных частиц; так например меласса имеет большую вязкость, в то время как вязкость воды незначительна. Наиболее просто абсолютная вязкость μ может быть определена как коэффициент пропорциональности в формуле Пуазейля, приложимой для течения через узкие трубки (стр. 934). Более точно абсолютная вязкость жидкости равна по определению

$$\mu = \frac{gF}{dv/dy} \text{ г/сек} \cdot \text{см}^1,$$

где F — усилие сдвига, которое необходимо для поддержания в данной точке жидкости постоянного во времени напряжения сдвига в г/см^2 , dv/dy — градиент скорости в см/сек . на 1 см в направлении, перпендикулярном силе F , g — ускорение силы тяжести 981 см/сек^2 .

Если две параллельные пластинки отделены друг от друга тонким слоем жидкости с вязкостью μ $\text{г/сек} \cdot \text{см}$ (толщина слоя L , см), то сила трения F на единицу площади в г/см^2 , которая должна быть приложена при скольжении одной пластинки вдоль другой с относительной скоростью, равной 1 см/сек , равна: $F = \frac{\mu}{gL}$ (только при

условии, что движение носит линейный характер, т. е. ламинарно).

Идеальной жидкостью называется гипотетическая жидкость или газ¹, имеющая вязкость, равную нулю, т. е. не оказывающая сопротивления во время сдвига.

Если две параллельные пластинки разделены слоем идеальной жидкости, сила трения между пластинками равна нулю. Все реальные жидкости обладают определенной вязкостью. Вязкость жидкости уменьшается с повышением температуры, вязкость газа в тех же условиях увеличивается.

Единица абсолютной вязкости в системе мер CGS называется пуазом ($= 1 \text{ дина} \cdot \text{сек/см}^2 = 1 \text{ г/сек} \cdot \text{см}$). Обычно абсолютная вязкость измеряется в сантипуазах.

Относительной вязкостью какой-нибудь жидкости называется отношение абсолютной вязкости этой жидкости к абсолютной вязкости воды при 15°, которая очень близка к одному сантипуазу, т. е. относительная вязкость любой жидкости практически численно равна ее абсолютной вязкости в сантипуазах.

¹ Здесь размерность соответствует граммам веса. Прим. ред.

² Идеальный газ, т. е. газ, для которого $PV = RT$, не обязательно должен быть одновременно „идеальной жидкостью“. Во многих случаях получаются большие ошибки при пренебрежении вязкостью газа, хотя отношение $PV = RT$ может быть достаточно точным.

Удельной вязкостью жидкости называется отношение абсолютной вязкости данной жидкости к абсолютной вязкости стандартной жидкости (обычно вода или растворитель при измерении вязкости раствора), причем обе величины получены при одинаковой температуре.

Кинематическая вязкость жидкости с плотностью ρ г/см^3 и абсолютной вязкостью μ $\text{г/см} \cdot \text{сек}$ равна $\nu = \mu/\rho$ $\text{см}^2/\text{сек}$, текучесть равна обратной величине вязкости.

Величины вязкости¹. Для целого ряда жидкостей было найдено, что на диаграмме с логарифмическими координатами кривая зависимости вязкости от абсолютной температуры выражается прямой линией. Этот метод был применен при построении координатных диаграмм, рис. 17 и 18. Было проведено очень много измерений для каждой из приведенных жидкостей. Точки для большинства жидкостей располагаются на прямых линиях. Для тех жидкостей, которые отклоняются от этого правила, была проведена ближайшая прямая линия, причем ни в одном случае отклонение от прямой не превышает 10%, и то лишь для крайних температур. В качестве единицы вязкости на диаграммах принят сантипуаз (0,01 пуаза).

Все величины относятся к атмосферному давлению. Вязкость газов теоретически не зависит от давления и это утверждение практически правильно в определенных границах давлений. Для „постоянных“ газов величины вязкости, найденные при атмосферном давлении, правильны при давлениях до 100 ат без заметных ошибок. Для жидкостей, вроде воды, приведенные величины правильны до давления около 500 ат.

Hersey нашел, что вязкость горючего для моторов внутреннего сгорания увеличивается примерно на 100% при увеличении давления с 1 до 816 ат.

Для нахождения величин вязкости при температурах, которые отсутствуют в диаграммах, можно использовать с хорошей точностью правило Дюринга. Вместо построения диаграммы с вязкостью в качестве ординаты и температурой в качестве абсциссы, можно взять за ординату температуру, при которой какая-нибудь подходящая жидкость, например вода или воздух, имеет ту же вязкость; в этом случае точки также располагаются почти точно на одной прямой линии [см. Perry and Smith, Ind. Eng. Chem. 25, 195 (1933)].

Ниже приведена формула Сутерленда для вязкостей газов, взятая из „Таблиц Смита“.

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}$$

Изменение вязкости с давлением и температурой. Согласно кинетической теории газов коэффициент вязкости $\mu = \frac{1}{2} \rho \bar{c} \lambda$, где

¹ Более подробные данные см. в „International Critical Tables“; указать таблицу — т. 5, стр. 1 (X, 5); сплавы — т. 5, стр. 6 (X, 68 и 70); элементы — т. 1, стр. 102 и т. 2, стр. 2, 6 (I, 125 и X, 68); газы и пары — т. 5, стр. 1 (X, 63); желатины — т. 2, стр. 239 (III, 93); стекло — т. 2, стр. 94 (III, 162); жидкости — т. 5, стр. 10 и т. 7, стр. 301 (X, 74 и 89); металлы — т. 5, стр. 6 (X, 68 и 69); жиры, масла и воски — т. 2, стр. 239 (III, 62 и 63); нефть — т. 2, стр. 146 (III, 378); охлаждающие смеси — т. 2, стр. 329 (IV, 83); каучук — т. 2, стр. 255 и 259 (III, 267 и 276); растворы — т. 2, стр. 1, 12, 20, 21, 25, 447 (X, 5, 91, 100, 103, 107) [В скобках () приведены номера тем и страниц русского издания — „Справочник технической энциклопедии“. Прим. ред.]

№	Газ или пар
1	H ₂
2	He
3	Ne
4	Ar
5	Kr
6	Xe
7	H ₂ O
8	N ₂
9	O ₂
10	CO ₂
11	CH ₄
12	C ₂ H ₆
13	C ₃ H ₈
14	i-C ₄ H ₁₀
15	n-C ₄ H ₁₀
16	C ₂ H ₅ OH
17	C ₂ H ₅ SH

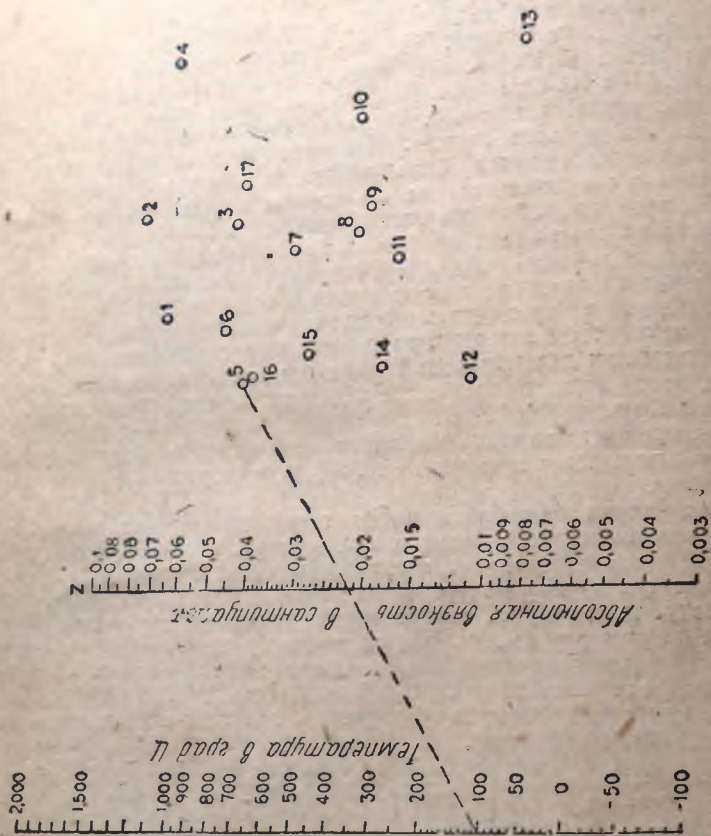


Рис. 17. Вязкости газов.

ρ — плотность газа, c — средняя скорость молекул, l — средний путь молекул. Так как l изменяется обратно пропорционально числу молекул в единице объема, то величина ρl является постоянной и μ должно быть независимым от давления и плотности газа (закон Максвелла). Этот закон был подтвержден для обычных давлений; он оказывается неверным при давлениях ниже $1/60$ ат, а для некоторых газов он оказался неверным также для больших давлений, так напр. для CO_2 при 33° выше 50 ат (см. J e a n s, „Dynamical Theory of Gases“).

Вязкость жидкостей

Точка жидкост.	Точка жидкост.
1. Уксусная кислота	11. Глицерин
2. Уксусная кислота	12. Глицерин
3. Ацетон	13. Глицерин
4. Аллил спирт	14. Глицерин
5. Аммиак	15. Глицерин
6. Анилин	16. Глицерин
7. Бензол	17. Глицерин
8. Бутил спирт	18. Глицерин
9. Уксусная кислота	19. Глицерин
10. Сервоуглерод	20. Глицерин
11. Четырехуглерод	21. Глицерин
12. Хлорбензол	22. Глицерин
13. Хлороформ	23. Глицерин
14. Фенил	24. Глицерин
15. Этил спирт	25. Глицерин
16. Этил спирт	26. Глицерин
17. Этил спирт	27. Глицерин
18. Этиленгликоль	28. Глицерин
19. Глицерин	29. Глицерин

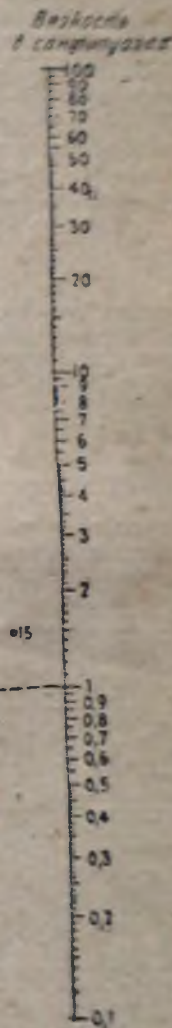
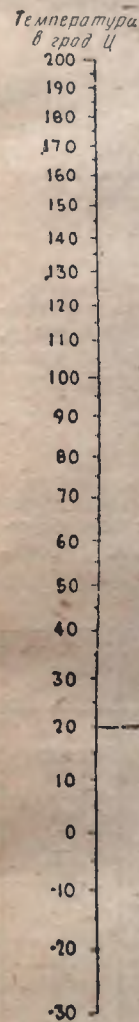


Рис. 18. Вязкости жидкостей.

Если через B обозначить величину проекции момента движения спроектированного с плоскости, движущейся со скоростью U на параллельную к ней неподвижную плоскость, отстоящую от первой

на a , а через b — обозначить величину, характеризующую скольжение газовых молекул по плоскости (т. наз. коэффициент скольжения), то $\mu = (B/U)(a + 2b)$; b имеет примерно ту же величину, что и l , и по видимому равно 0,7 (по Тимирязеву) до 0,9 (Кнудсен) от l . При малых давлениях величиной a можно пренебречь по сравнению с $2b$ и вязкость становится обратно пропорциональной давлению.

Величина c зависит только от температуры и молекулярного веса; следовательно вязкость газов должна возрастать с температурой; c возрастает пропорционально \sqrt{T} ; но практически было найдено, что μ возрастает гораздо сильнее, чем температура газов. По Мейеру $\mu_t = \mu_0(1 + \alpha t)$, где α является константой и μ_0 — вязкость при 0° ; эта формула дает достаточно удовлетворительные результаты.

Сутерленд [Phil. Mag. (5) 36, 507 (1893)] приводит формулу

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2},$$

которая является наиболее точной из применяемых формул и учитывает влияние молекулярных сил. Она правильна для всех температур, вплоть до критической, и для давлений, подчиняющихся приближенно закону Бойля. Она может быть переписана в виде

$$T = \frac{KT^{3/2}}{\mu_0 - C},$$

которая дает линейную зависимость между T и $\frac{T^{3/2}}{\mu}$.

Прямая линия имеет наклон, равный K , и отсекает на оси ординат отрезок, равный C [Fisher, Phys. Rev. 24, 385 (1907); большинство нижеприведенных данных взято у него].

Таблица 5

Газ	μ_0^1	C	$K \times 10^7$	α	m^2
Воздух	171	124	150	—	0,754
Аргон	210	172	203	—	0,819
Окись углерода	165	102	135	0,0069	0,74
Двуокись углерода	137	240	158	0,00348	0,98
Хлороформ	94	454	159	—	—
Этилен	96	226	106	0,00350	—
Гелий	186	80	148	—	0,683
Гелий	—	—	—	—	0,647
Водород	84	72	66	—	0,69
Криптон	232	188	—	—	—
Неон	297	252	—	—	—
Азот	166	110	143	0,00269	0,74
Закись азота	135	313	172	0,00345	0,93
Кислород	187	131	176	—	0,79
Ксенон	210	252	—	—	—

¹ International Critical Tables т. 5 (русское издание — т. X), а также другие источники; величины μ_0 даны в пуазах $\times 10^6$.

² Авторами величин m являются: воздух — Рэлей, аргон — Мин (Mean) Рэлей, Шульце, CO, CO₂, N₂, N₂O — Обермейер, гелий — Мин, Рэлей, Шульце, вторая величина для низких температур по Оннесу; H₂, O₂ — Мин, Рэлей, Обермейер.

Величины вязкостей различных жидкостей приведены в табл. 6. Величины вязкостей жидких растворов приведены в виде удельных вязкостей в табл. 9. Величины для некоторых холодильных смесей приведены в разделе „Холод“.

Таблица 6
Вязкости различных жидкостей
(вязкости приведены в пуазах)

Жидкость	°C	Вязкость	Жидкость	°C	Вязкость	
Ацетальдегид	0	0,00275	Соевое масло	{ 0,919 ¹	30	0,406
{	10	0,00252		{ 0,915	50	0,306
	20	0,00231		{ 0,966	90	0,078
	Воздух	-192,3	0,00172	15,6	0,420	
Висмут	285	0,0161	Спермацетовое масло {	37,8	0,185	
Висмут	365	0,0146		100	0,046	
Копаловый лак	22	4,80				
{	2,8	42,2	Углеводороды:			
	14,3	13,87				
	20,3	8,30				
	26,5	4,94				
Глицерин			пентан	21	0,0025	
Глицерин + 80,31% воды	8,5	1,021	гексан	23,7	0,0035	
Глицерин + 64,05% воды	8,5	0,222	гептан	24	0,0045	
Глицерин + 49,79% воды	8,5	0,092	октан	22,2	0,0053	
Водород жидкий	—	0,00011	нонан	22,3	0,0062	
{	441	0,02116	декан	22,3	0,0077	
	456	0,02059	ундекан	22,7	0,0086	
	551	0,01700	додекан	23,3	0,0126	
	703	0,01349	тридекан	23,3	0,0153	
	844	0,01185	тетрадекан	21,9	0,0213	
Свинец			пентадекан	22	0,0281	
{	14,9	2×10^{-12}	гексадекан	22,2	0,0359	
	56,9	0,069	18,3	0,1274		
	30	0,331	90	0,0126		
Масло льняное {	0,925 ¹	30	Фенол	170	320	
{	0,922	50	180	560		
	0,914	90	187	560		
	Минеральное	15,6	1,138	200	500	
масло	0,907 ¹	37,8	250	104		
{	15,6	1,915	300	24		
	37,8	0,496	340	6,2		
	10	1,38	380	2,5		
{	15	1,075	420	1,13		
	20	0,840	448	0,80		
	30	0,540	66	0,176		
	40	0,363	100	0,078		
	50	0,258	280	0,0160		
	70	0,124	357	0,0142		
	15,6	1,118	388	0,0130		
Оливковое	37,8	0,442				
масло	100	0,080				
{	15,6	1,176				
	100	0,085				
	Другой сорт сурепного масла	100	0,085			

Onnes (см. Jeans) показал, что эта формула оказывается неверной для гелия при низких температурах, для которого более точна простая формула $\mu = \mu_0 (T/273,1)^m$, где m — коэффициент и T — температура в °К. В табл. 5 даны константы для всех трех формул.

Таблица 7

Вязкость воды, вычисленная по формуле¹ для температур от 0 до 100°
(вязкость в сантипуазах)

Темп. °C	Вязкость	Темп. °C	Вязкость	Темп. °C	Вязкость
0	1,7921	33	0,7523	67	0,4233
1	1,7313	34	0,7371	68	0,4174
2	1,6728	35	0,7225	69	0,4117
3	1,6191	36	0,7085	70	0,4061
4	1,5674	37	0,6947	71	0,4006
5	1,5188	38	0,6814	72	0,3952
6	1,4728	39	0,6685	73	0,3900
7	1,4284	40	0,6560	74	0,3849
8	1,3860	41	0,6439	75	0,3799
9	1,3462	42	0,6321	76	0,3750
10	1,3077	43	0,6207	77	0,3702
11	1,2713	44	0,6097	78	0,3655
12	1,2363	45	0,5988	79	0,3610
13	1,2028	46	0,5883	80	0,3566
14	1,1709	47	0,5782	81	0,3521
15	1,1404	48	0,5683	82	0,3478
16	1,1111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,0828	50	0,5494	84	0,3395
18	1,0559	51	0,5424	85	0,3355
19	1,0299	52	0,5315	86	0,3315
20	1,0050	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,0000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

¹ $\mu = 2,1482 [(t - 8,435) + \sqrt{8078,4 + (t - 8,435)^2}] - 120$. [Инт. по Бингаму (Bingham) Fluidity and Plasticity, pp. 137, 340, McGraw Hill, New York, 1922].

Таблица 8

Вязкость растворов сахаров¹
(вязкость в сантипуазах)

Темп. °C	Весовой процент сахаров		
	20	40	60
0	3,818	14,82	...
5	3,166	11,60	...
10	2,662	9,830	112,9
15	2,275	7,496	74,9
20	1,967	6,223	56,7
25	1,710	5,206	44,02
30	1,510	4,398	34,01
35	1,336	3,776	26,02
40	1,197	3,261	21,30
45	1,074	2,858	17,24
50	0,974	2,506	14,06
55	0,887	2,227	11,71
60	0,811	1,989	9,87
65	0,745	1,785	8,37
70	0,688	1,614	7,18
75	0,637	1,467	6,22
80	0,592	1,339	5,42
85	0,552	1,225	4,75
90	...	1,127	4,17
95	...	1,041	3,73

Для раствора солей в воде было найдено (см. Arrhenius, Z. physik. Chem. 1, 285, 1887), что удельная вязкость во многих случаях может быть выражена уравнением

$$\mu = \mu_1 m$$

где μ_1 — удельная вязкость раствора относительно вязкости растворителя при той же температуре и m — число граммолей соли в растворе.

Та же зависимость может быть приложена к растворам, в которых количество растворенного вещества выражено в весовых процентах вместо граммолей. Приводимая таблица составлена на основании данных Reyer (Z. phys. Chem. 2, 749, 1888) и Wagner (Z. phys. Chem. 5, 31, 1890) и подтверждает указанную зависимость. Все величины относятся к 25°.

¹ „International Critical Tables“, т. 5, стр. 23 (русское издание — т. X, ИС, Вильям и Jackson, Bur. Standards Bull. 14, стр. 53 (1919).

Таблица 91
Удельные вязкости растворов

Растворенная соль	Норм. раствор		1/2 норм.		1/4 норм.		1/8 норм.	
	уд. вес	удельн. вяз- кость	уд. вес	удельн. вяз- кость	уд. вес	удельн. вяз- кость	уд. вес	удельн. вяз- кость
Кислоты HCl	1,0177	1,067	1,0092	1,034	1,0025	1,009	1,0045	1,017
HClO ₃	1,0485	1,052	1,0244	1,025	1,0064	1,006	1,0126	1,014
HNO ₃	1,0332	1,027	1,0168	1,011	1,0044	1,003	1,0086	1,005
H ₂ SO ₄	1,0303	1,090	1,0154	1,043	1,0035	1,008	1,0074	1,022
Алюминий сернокис- лый	1,0550	1,406	1,0278	1,178	1,0068	1,038	1,0138	1,082
Барий хлористый	1,0884	1,123	1,0441	1,057	1,0114	1,013	1,0226	1,026
Барий азотнокислый	—	—	1,0518	1,044	1,0130	1,008	1,0259	1,021
Кальций хлористый	1,0446	1,156	1,0218	1,076	1,0050	1,017	1,0105	1,036
Кальций азотнокис- лый	1,0596	1,117	1,0300	1,053	1,0076	1,008	1,0151	1,022
Кадмий хлористый	1,0779	1,134	1,0394	1,063	1,0098	1,020	1,0197	1,031
Кадмий азотнокислый	1,0954	1,165	1,0479	1,074	1,0119	1,018	1,0249	1,038
Кадмий сернокислый	1,0973	1,348	1,0487	1,157	1,0120	1,033	1,0244	1,078
Кобальт хлористый	1,0571	1,204	1,0286	1,097	1,0058	1,023	1,0144	1,048
" азотнокислый	1,0728	1,166	1,0369	1,075	1,0094	1,018	1,0184	1,032
" сернокислый	1,0750	1,354	1,0383	1,160	1,0110	1,040	1,0193	1,077
Медь хлористая	1,0624	1,205	1,0313	1,098	1,0077	1,027	1,0158	1,047
" азотнокислая	1,0755	1,179	1,0372	1,080	1,0092	1,018	1,0185	1,040
" сернокислая	1,0790	1,358	1,0402	1,160	1,0103	1,038	1,0205	1,080
Свинец азотнокислый	1,1380	1,101	0,0699	1,042	1,0175	1,007	1,0351	1,017
Литий хлористый	1,0243	1,142	1,0129	1,066	1,0030	1,012	1,0062	1,031
" сернокислый	1,0453	1,290	1,0234	1,137	1,0057	1,032	1,0115	1,065
Магний хлористый	1,1375	1,201	1,0188	1,094	1,0043	1,021	1,0091	1,044
" азотнокислый	1,0512	1,171	1,0259	1,082	1,0066	1,020	1,0130	1,040
" сернокислый	1,0584	1,367	1,0297	1,164	1,0076	1,032	1,0152	1,078
Марганец хлористый	1,0513	1,209	1,0259	1,098	1,0063	1,023	1,0125	1,048
" азотнокислый	1,0690	1,183	1,0349	1,087	1,0093	1,023	1,0174	1,043
" сернокислый	1,0728	1,364	1,0365	1,169	1,0087	1,037	1,0179	1,076
Никель хлористый	1,0591	1,205	1,0308	1,097	1,0067	1,021	1,0144	1,044
" азотнокислый	1,0755	1,180	1,0381	1,084	1,0096	1,019	1,0192	1,042
" сернокислый	1,0773	1,361	1,0391	1,161	1,0017	1,032	1,0198	1,075
Калий хлористый	1,0466	0,987	1,0235	0,987	1,0059	0,993	1,0117	0,990
" хромовокислый	1,0935	1,113	1,0475	1,053	1,0121	1,012	1,0241	1,022
" азотнокислый	1,0605	0,975	1,0305	0,982	1,0075	0,992	1,0161	0,987
" сернокислый	1,0664	1,105	1,0338	1,049	1,0084	1,008	1,0170	1,021
Натрий хлористый	1,0401	1,097	1,0208	1,047	1,0056	1,013	1,0107	1,024
" бромистый	1,0786	1,064	1,0396	1,030	1,0100	1,008	1,0190	1,015
Натрий-хлорат	1,0710	1,090	1,0359	1,042	1,0092	1,012	1,0180	1,022
Натрий азотнокислый	1,0554	1,065	1,0281	1,026	1,0071	1,007	1,0141	1,012
Серебро азотнокислое	1,1386	1,058	1,0692	1,020	1,0173	1,000	1,0348	1,006
Стронций хлористый	1,0676	1,141	1,0336	1,067	1,0084	1,014	1,0171	1,034
" азотнокислый	1,0822	1,115	1,0419	1,049	1,0104	1,011	1,0208	1,024
Цинк хлористый	1,0590	1,189	1,0302	1,096	1,0077	1,024	1,0152	1,053
" азотнокислый	1,0758	1,164	1,0404	1,086	1,0096	1,019	1,0191	1,039
" сернокислый	1,0792	1,367	1,0402	1,173	1,0094	1,036	1,0198	1,082

Таблица 101

Удельная вязкость растворов

Эта таблица показывает влияние изменения концентрации и температуры на вязкость растворов солей в воде.

Уд. вязкость, умноженная на 100 ($\mu \times 100$) дана для двух или более уд. вязк. растворов и для нескольких температур для каждого раствора.

μ обозначает уд. вязкость,
 t — температуру в °C.

Соль	Весов. % соли в растворе	Уд. вязк.	μ	t	μ	t	μ	t	μ	t
BaCl ₂	7,60 15,40 24,34	— — —	77,9 85,4 101,7	10 10 10	44,0 56,0 66,2	30 30 30	35,2 39,6 47,7	50 50 50	— — —	— — —
Ba(NO ₃) ₂	2,98 5,24	1,027 1,051	62,0 68,1	15 15	51,1 54,2	25 25	42,4 44,1	35 35	34,8 36,9	45 45
CaCl ₂	15,17 31,60 39,75 44,09	— — — —	110,9 272,5 670,0 —	10 10 10 —	71,3 177,0 379,0 593,1	30 30 30 30	50,3 124,0 245,5 363,2	50 50 50 50	— — — —	— — — —
Ca(NO ₃) ₂	17,55 33,10 40,13	1,171 1,274 1,386	93,8 144,1 242,6	15 15 15	74,6 112,7 217,1	25 25 25	60,0 90,7 156,5	35 35 35	49,9 75,1 128,1	45 45 45
CdCl ₂	11,09 16,30 24,79	1,109 1,181 1,320	77,5 88,9 104,0	15 15 15	60,5 70,5 89,4	25 25 25	49,1 57,5 64,6	35 35 35	40,7 47,2 53,9	45 45 45
Cd(NO ₃) ₂	7,81 15,71 22,36	1,074 1,159 1,241	61,9 71,8 85,1	15 15 15	50,1 58,7 69,0	25 25 25	41,1 48,8 57,3	35 35 35	34,9 41,3 47,8	45 45 45
CdSO ₄	7,14 14,66 22,01	1,068 1,159 1,268	78,9 96,2 120,8	15 15 15	61,8 72,4 91,8	25 25 25	49,9 58,1 73,5	35 35 35	41,3 48,8 61,1	45 45 45
CoCl ₂	7,97 14,86 22,27	1,081 1,161 1,264	83,0 111,6 161,6	15 15 15	65,1 85,1 126,6	25 25 25	53,6 73,7 101,6	35 35 35	44,8 58,8 86,8	45 45 45
Co(NO ₃) ₂	8,28 15,96 24,53	1,073 1,144 1,229	74,7 87,0 110,4	15 15 15	57,9 69,2 88,0	25 25 25	48,7 55,4 71,5	35 35 35	41,3 48,8 61,1	45 45 45
CoSO ₄	7,24 14,16 21,17	1,085 1,159 1,240	86,7 117,8 193,6	15 15 15	68,7 95,5 146,2	25 25 25	55,0 76,0 113,0	35 35 35	45,1 61,7 90,6	45 45 45
CuCl ₂	12,01 21,35 33,03	1,104 1,215 1,331	87,2 121,5 178,4	15 15 15	67,8 95,8 137,2	25 25 25	55,1 77,0 107,6	35 35 35	45,8 63,2 92,1	45 45 45

Продолжение табл. 101

Соль	Весов. % соли в растворе	Уд. вес	μ	t	μ	t	μ	t	μ	t
$\text{Cu}(\text{NO}_3)_2$	18,99 26,68 46,71	1,177 1,264 1,536	97,3 126,2 382,9	15 15 15	76,0 98,8 283,8	25 25 25	61,5 80,9 215,3	35 35 35	51,3 68,6 172,2	45 45 45
CuSO_4	6,79 12,57 17,49	1,055 1,115 1,163	79,6 98,2 124,5	15 15 15	61,8 74,0 96,8	25 25 25	49,8 59,7 75,9	35 35 35	41,4 52,0 61,8	45 45 45
HCl	8,14 16,12 23,04	1,037 1,084 1,114	71,0 80,0 91,8	15 15 15	57,9 66,5 79,9	25 25 25	48,3 56,4 65,9	35 35 35	40,1 48,1 56,4	45 45 45
HgCl_2	0,23 3,55	1,002 1,033	— 76,75	— 10	58,5 59,2	20 20	46,8 46,6	30 30	38,3 38,3	40 40
HNO_3	8,37 12,20 28,31	1,067 1,116 1,178	66,4 69,5 80,3	15 15 15	54,8 57,3 65,5	25 25 25	45,4 47,9 54,9	35 35 35	37,6 40,7 46,2	45 45 45
H_2SO_4	7,87 15,50 23,43	1,065 1,130 1,200	77,8 95,1 122,7	15 15 15	61,0 75,0 95,5	25 25 25	50,0 60,5 77,5	35 35 35	41,7 49,8 64,3	45 45 45
KCl	10,23 22,21	— —	70,0 70,0	10 10	46,1 48,6	30 30	33,1 36,4	50 50	— —	— —
KBr	14,02 23,16 34,64	— — —	67,6 66,2 66,6	10 10 10	44,8 44,7 47,0	30 30 30	32,1 33,2 35,7	50 50 50	— — —	— — —
KJ	8,42 17,01 33,03 45,98 54,00	— — — — —	69,5 65,3 61,8 63,0 68,8	10 10 10 10 10	44,0 42,9 42,9 45,2 48,5	30 30 30 30 30	31,3 31,4 32,4 35,3 37,6	50 50 50 50 50	— — — — —	— — — — —
KClO_3	3,51 5,69	— —	71,7 —	10 10	44,7 45,0	30 30	31,5 31,4	50 50	— —	— —
KNO_3	6,32 12,19 17,60	— — —	70,8 68,7 68,8	10 10 10	44,6 44,8 46,0	30 30 30	31,8 32,3 33,4	50 50 50	— — —	— — —
K_2SO_4	5,17 9,77	— —	77,4 81,0	10 10	48,6 52,0	30 30	34,3 36,9	50 50	— —	— —
K_2CrO_4	11,93 19,61 24,26 32,78	— — 1,2 3 —	75,3 85,3 97,8 109,5	10 10 10 10	62,5 68,7 74,5 88,9	20 30 30 30	41,0 47,9 54,5 62,6	40 40 40 40	— — — —	— — — —
$\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$	4,71 6,97	1,032 1,043	72,6 73,1	10 10	55,9 56,4	20 20	45,3 45,5	30 30	37,5 37,7	40 40

Свойства жидкостей во время движения

Продолжение табл. 101

Соль	Весов. % соли в растворе	Уд. вес	μ	t	μ	t	μ	t	μ	t
LiCl	7,76 13,91 26,93	— — —	96,1 121,3 229,4	10 10 10	59,7 75,9 142,1	30 30 30	41,2 52,4 96,0	50 50 50	— — —	— — —
$\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$	18,62 34,19 39,77	1,102 1,200 1,430	99,8 213,3 317,0	15 15 15	81,3 164,4 250,0	25 25 25	66,5 132,4 191,4	35 35 35	56,2 100,3 156,1	45 45 45
MgSO_4	4,98 9,50 19,32	— — —	96,2 130,9 302,2	10 10 10	59,0 77,7 166,4	30 30 30	40,9 53,0 105,0	50 50 50	— — —	— — —
MgCrO_4	12,31 21,86 27,71	1,089 1,164 1,217	111,3 167,1 232,2	10 10 10	84,8 125,3 172,6	20 20 20	67,4 99,0 133,9	30 30 30	56,0 79,4 106,5	40 40 40
MnCl_2	8,01 15,65 30,33 40,13	1,066 1,196 1,337 1,453	92,8 130,9 253,3 537,3	15 15 15 15	71,1 104,2 193,2 393,4	25 25 25 25	57,5 84,0 155,0 300,4	35 35 35 35	48,1 66,7 123,7 246,5	45 45 45 45
$\text{Mn}(\text{NO}_3)_2$	18,31 29,60 49,31	1,148 1,323 1,506	96,0 167,5 396,8	15 15 15	76,4 126,0 301,1	25 25 25	64,5 104,6 221,0	35 35 35	55,6 88,6 188,8	45 45 45
MnSO_4	11,45 18,80 22,08	1,147 1,251 1,306	129,4 228,6 661,8	15 15 15	98,6 172,2 474,3	25 25 25	78,3 137,1 347,9	35 35 35	63,4 107,4 256,9	45 45 45
NaCl	7,95 14,31 23,22	— — —	82,4 94,8 128,3	10 10 10	52,0 60,1 79,4	30 30 30	31,8 36,9 47,4	50 50 50	— — —	— — —
NaBr	9,77 18,58 27,27	— — —	75,6 82,6 95,9	10 10 10	48,7 53,5 61,7	30 30 30	34,4 38,2 43,6	50 50 50	— — —	— — —
NaJ	8,83 17,15 35,69 55,47	— — — —	73,1 73,8 86,0 157,2	10 10 10 10	46,0 47,4 55,7 96,4	30 30 30 30	32,4 33,7 40,6 66,9	50 50 50 50	— — — —	— — — —
NaClO_3	11,50 20,59 33,54	— — —	78,7 88,9 121,0	10 10 10	50,0 56,8 75,7	30 30 30	35,3 40,4 53,0	50 50 50	— — —	— — —
NaNO_3	7,25 12,35 18,20 31,55	— — — —	75,6 81,2 87,0 121,2	10 10 10 10	47,9 51,0 55,9 76,2	30 30 30 30	33,8 39,1 39,3 53,4	50 50 50 50	— — — —	— — — —

Соль	Весов. доли в растворе	Уд. вес	μ	t	μ	t	μ	t	μ	t
Na_2SO_4	4,98 9,50 14,03 19,32	— — — —	96,2 130,9 187,9 302,2	10 10 10 10	59,0 77,7 107,4 166,4	30 30 30 30	40,9 53,0 71,1 106,0	50 50 50 50	— — — —	— — — —
Na_2CrO_4	5,76 10,62 14,81	1,058 1,112 1,164	85,8 103,3 127,5	10 10 10	66,6 79,3 97,1	20 20 20	53,4 63,5 77,3	30 30 30	43,8 52,3 63,0	40 40 40
NH_4Cl	3,67 8,67 15,68 23,37	— — — —	71,5 69,1 67,3 67,4	10 10 10 10	45,0 45,3 46,2 47,7	30 30 30 30	31,9 32,6 34,0 36,1	50 50 50 50	— — — —	— — — —
NH_4Br	15,97 25,33 36,88	— — —	65,2 62,6 62,4	10 10 10	43,2 43,3 44,6	30 30 30	31,5 32,2 34,3	50 50 50	— — —	— — —
NH_4NO_3	5,97 12,19 27,08 37,22 49,83	— — — — —	69,6 66,8 67,0 71,7 81,1	10 10 10 10 10	44,3 44,3 47,7 51,2 63,3	30 30 30 30 30	31,6 31,9 34,9 38,8 48,9	50 50 50 50 50	— — — — —	— — — — —
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	8,10 15,94 25,51	— — —	107,9 120,2 148,4	10 10 10	52,3 60,4 74,8	30 30 30	37,0 43,2 54,1	50 50 50	— — —	— — —
$(\text{NH}_4)_2\text{CrO}_4$	10,52 19,75 28,04	1,063 1,120 1,173	79,3 88,2 101,1	10 10 10	62,4 70,0 80,7	20 20 20	— 57,8 60,8	— 30 30	42,4 48,4 56,4	40 40 40
$(\text{NH}_4)_2\text{Cr}_2\text{O}_7$	6,85 13,00 19,93	1,039 1,078 1,126	72,5 72,6 77,6	10 10 10	56,3 57,2 58,8	20 20 20	45,8 46,8 48,7	30 30 30	38,0 39,1 40,9	40 40 40
NiCl_2	11,45 22,69 30,40	1,109 1,226 1,337	90,4 140,2 229,5	15 15 15	70,0 100,7 171,8	25 25 25	57,5 87,8 139,2	35 35 35	48,2 72,7 111,9	45 45 45
$\text{Ni}(\text{NO}_3)_2$	16,49 30,01 40,95	1,136 1,278 1,388	90,7 135,6 222,6	15 15 15	70,1 105,9 169,7	25 25 25	57,4 85,5 128,2	35 35 35	48,9 70,7 152,4	45 45 45
NiSO_4	10,62 18,19 25,35	1,092 1,198 1,314	94,6 154,9 298,5	15 15 15	73,5 119,9 224,9	25 25 25	60,1 99,5 173,0	35 35 35	43,8 75,7 152,4	45 45 45
$\text{Pb}(\text{NO}_3)_2$	17,93 32,22	1,179 1,362	74,0 91,8	15 15	59,1 72,5	25 25	48,5 59,6	35 35	40,3 50,6	45 45

Соль	Весов. доли в растворе	Уд. вес	μ	t	μ	t	μ	t	μ	t
$\text{Sr}(\text{NO}_3)_2$	10,29 21,19 32,61	1,098 1,124 1,307	69,2 87,3 116,9	15 15 15	56,6 80,2 94,2	25 25 25	45,3 67,7 79,7	35 35 35	38,2 59,1 69,2	45 45 45
ZnCl_2	15,33 23,49 33,78	1,146 1,229 1,343	93,6 111,5 151,7	15 15 15	72,7 86,6 117,9	25 25 25	57,4 70,6 90,9	35 35 35	48,2 57,3 72,6	45 45 45
$\text{Zn}(\text{NO}_3)_2$	15,95 30,23 44,50	1,115 1,229 1,437	80,7 104,7 167,9	15 15 15	64,2 85,7 126,0	25 25 25	52,6 70,6 94,9	35 35 35	43,4 57,3 87,3	45 45 45
ZnSO_4	7,12 16,64 23,09	1,106 1,196 1,281	97,1 156,0 232,8	15 15 15	79,2 118,6 177,4	25 25 25	62,7 94,2 135,2	35 35 35	52,5 71,6 108,7	45 45 45

Теорема Бернулли²

Теорема Бернулли является выражением *общего закона сохранения энергии* в приложении к движению жидкостей. Она является энергетическим балансом, написанным для единицы веса жидкости, обычно для 1 кг.

Полная энергия 1 кг вещества текущей жидкости равна

$$\left(Lu + z + \frac{V^2}{2g} \right) \text{ кгм/кг},$$

где u — внутренняя термодинамическая энергия в ккал/кг , z — высота положения (геометрический напор) в кгм/кг , зависящая от земного притяжения и численно равная вертикальному расстоянию данного кг жидкости в m над любой заданной, по плоскости-определенной плоскостью; $\frac{V^2}{2g}$ кгм/кг является кинетической энергией (скоростной напор) 1 кг жидкости, зависящей от скорости течения V в м/сек . L — механический эквивалент тепла, равный 427 кгм/ккал ; g — ускорение силы тяжести, равное 9,81 м/сек^2 .

При обычных условиях полная энергия данного количества вещества может быть изменена только при выполнении этим веществом внешней механической работы или при приобретении или потере веществом тепла. Предположим, что какая-нибудь жидкость протекает

² Таблицы Смитсона.
³ Stodola, l. c., стр. 671; Berry, Mich. Eng. St. 5191229

через аппарат, причем все условия при входе и выходе жидкости остаются неизменными. Предположим также, что ни энергия, ни вещество не теряются и не приобретаются жидкостью во время протекания через аппарат. Индексы (1) и (2) в приведенных ниже формулах должны обозначать условия при входе и при выходе жидкости.

В этом случае изменение общей энергии 1 кг вещества, протекающего через аппарат, равно

$$\left(Ju_2 + z_2 + \frac{V_2^2}{2g} \right) - \left(Ju_1 + z_1 + \frac{V_1^2}{2g} \right) = JQ + W,$$

где u , z , V являются средними величинами с достаточным приближением; Q ккал/кг обозначает тепло, приобретенное от источников, лежащих вне аппарата, W кгм/кг — внешняя работа, отданная 1 кг жидкости во время прохождения через аппарат.

Часть работы W приобретает 1 кг жидкости при проталкивании через входное отверстие аппарата текущей позади жидкостью; это количество работы равно $p_1 v_1$, где p_1 — статическое давление в кг/м² и v_1 — уд. объем 1 кг жидкости в м³/кг жидкости при входе.

Аналогично при прохождении через выходной участок аппарата 1 кг жидкости отдает работу жидкости, текущей впереди данного 1 кг. Поэтому W может быть заменена через $W = (p_1 v_1 - p_2 v_2) + W_0$, где W_0 в кгм/кг является фактической работой, переданной извне 1 кг вещества во время его протекания.

Теорема Бернулли в виде полного энергетического баланса гласит:

$$Ju_1 + z_1 + p_1 v_1 + \frac{V_1^2}{2g} + JQ + W_0 = Ju_2 + z_2 + p_2 v_2 + \frac{V_2^2}{2g}. \quad (1)$$

В этом уравнении нет величин, характеризующих трение. Для адиабатических процессов $Q = 0$. Если между входным и выходным сечением 1 и 2 не включены насос, турбина или другое механическое приспособление, то $W_0 = 0$. Для газов за исключением больших давлений, а следовательно и больших плотностей, величины z_1 и z_2 обычно весьма малы.

В дифференциальном виде уравнение (1) может быть переписано в виде

$$dz + Jdu + pdv + vdp + \frac{VdV}{g} = JQ + \delta W_0. \quad (1a)$$

П р и м е ч а н и е. При практическом использовании этих уравнений и большинства вытекающих из них формул для z берут величину потенциальной энергии в центре тяжести сечения рассматриваемого потока; u и v определяются по отсчетам термометра (поправки на излучение и т. п.), помещенного в жидкость, а также путем измерения статического давления; скорость определяют из $V = \frac{vw}{s}$, где w — расход жидкости в кг/сек, а s — площадь поперечного сечения в см² в изучаемом месте. В большинстве случаев полученные этим путем величины u , v , z совпадают с теоретическими средними значениями. Величина же кинетической энергии данной жидкости при обычном способе измерения получается теоретически неточной. К счастью в случае турбулентного движения (см. стр. 857), для которого действительное значение величины кинетической энергии не может быть вычислено, ошибка получается повидимому одного и того же порядка во всех поперечных сечениях канала, если только поток не образует ненормальных вихрей. Поэтому приведенные уравнения дают все же

совершенно верные результаты, так как в них входят только разности величин кинетических энергий.

В случае ламинарного течения (см. стр. 857) в круглой трубе, если $V = \frac{2v_m}{3}$,

действительная средняя кинетическая энергия на 1 кг вещества равна $\frac{1}{2} \frac{V^2}{g}$, а не $\frac{V^2}{2g}$.

В этом и ему подобных случаях оставление в уравнении (1) величины $\frac{V^2}{2g}$ является неверным. Часто бывает, что ненормальные коэффициенты сопротивления в отверстиях и коэффициенты трения могут быть отнесены за счет непригодности обычных методов подчета отдельных величин в приведенных формулах. [ср. Johnson (Austrian Patent Committee, Great Britain, Reports and Memoranda 1252, стр. 15 (июль 1921); A. N. S. L., Fluid Meter Report ч. I. (1931)].

Если через $i = u + \frac{pv}{J}$ ккал/кг обозначить энтальпию, как полное теплосодержание, то теорема приобретает форму, применимую для ее применения для водяного пара и других жидкостей, для которых термические свойства приведены в таблицах или же могут быть вычислены,

$$(z_1 - z_2) + J(i_1 - i_2) + JQ + W_0 = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}. \quad (2)$$

Для идеальных газов (т. е. в случае, когда $pv = T \times \text{const.}$) во всех случаях

$$i_1 - i_2 = \int_{T_1}^{T_2} c_p dT = c_{pcp} (T_1 - T_2),$$

где c_p — уд. теплоемкость при постоянном давлении, теоретически является только функцией абсолютной температуры ($t = ^\circ\text{C} + 273,15$).

Таким образом для идеальных газов, если $T_1 = T_2$, выражение $(i_1 - i_2)$ может быть выброшено из уравнения (2), независимо от того, является ли процесс изотермическим, или нет.

В обычной термодинамике величина $JQ - J(u_2 - u_1)$ принимается равной работе W , затрачиваемой 1 кг жидкости на себя и на окружающую среду во время прохождения через систему, т. е. в термодинамике вовсе не является необычным считать работой все изменения величины энергии за исключением тех, которые выражаются через Q и через $(u_2 - u_1)$. Здесь W является не обратной работой в термодинамическом смысле слова, т. е. в реальном потоке существует трение. Величина F , т. е. потеря механической энергии при трении, может быть определена следующим образом:

$$W = \int_{p_1 v_1}^{p_2 v_2} pdv - F,$$

где $\int pdv$ обозначает термодинамически обратную работу, которая может быть вычислена для любой подходящей группы величин (p , v) между p_1 , v_1 и p_2 , v_2 , относящихся к жидкости в аппарате, которая согласуется с известными условиями потока. Если оставить

в ур-ние (1) выражение для $Q = (u_2 - u_1)$, то получается

$$z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + W_0 - \int_{p_1 v_1}^{p_2 v_2} v dp - F = z_2 + \frac{V_2^2}{2g}. \quad (3)$$

Это выражение является механико-энергетическим балансом. Очень важно, особенно в приложении к газам, выбрать числовое значение F (кгм/кг) в зависимости от подходящей группы величин p , v , вычисленной из $\int v dp$. В дифференциальном виде уравнение (3) принимает вид

$$dz + v dp + \frac{v dv}{g} = \delta W_0 - \delta F. \quad (3a)$$

Обычно v непрерывно увеличивается с уменьшением p по слабо изогнутой кривой.

Геометрически очевидно, что $(p_1 - p_2) v_{cp}$ является часто хорошим приближением для выражения $-\int_{p_1}^{p_2} v dp$, если v_{cp} представляет

арифметическое среднее двух конечных удельных объемов. Для жидкостей, которые практически несжимаемы, это упрощение дает очень точные результаты. В случае изотермического потока газов в трубах ошибка при подстановке приближенного выражения не превышает предполагаемой ошибки величин, характеризующих трение, если только отношение абсолютных давлений p_1/p_2 меньше 2.

Так как все вышеприведенные уравнения относятся к 1 кг жидкости, размерности отдельных членов соответствуют $\frac{\text{энергия}}{\text{вес}}$ или же длине

$\left(\frac{\text{кгм}}{\text{кг}} = \text{м}\right)$. Действительно

$$pv = p = H_p.$$

(H_p дано в м столба протекающей жидкости), т. е. идентично жидкостному напору, а $\frac{V^2}{2g} = H_v$ (м столба протекающей жидкости) является скоростным напором. Все эти напоры выражены в метрах с учетом плотности жидкости в точках, соответствующих индексам. F часто называется напором трения и также приводится в м; в действительности его размерность равна кгм на 1 кг протекающей через аппарат жидкости.

Выражение (3) в единицах напора принимает вид:

$$z_1 + H_{p1} + H_{v1} + W_0 + \int p dv = z_2 + H_{p2} + H_{v2} + F. \quad (3b)$$

Пример 1. Замкнутый сосуд, частично заполненный маслом уд. веса $\gamma = 0,9$, имеет в пространстве над жидкостью давление, равное по манометру $1 \text{ кг/см}^2 = 10 \text{ м вод. ст.}$ Масло выгружается через шланг со скоростью 40 л/мин. Определить статический напор перед отверстием, которое находится на 3 м ниже поверхности масла в сосуде

и имеет диаметр в свету 25 мм. Принять все потери энергии на трение равными 1 м столба масла.

Решение. Следует применить ур-ние (3). Пусть выделенный элемент 1 м массы данной плоскости $z = 0$ совпадает с поверхностью масла в сосуде.

Пусть уровень 2 совпадает с положением отверстия. Подставляя значения, имеем:

$$z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + W_0 - \int_{p_1 v_1}^{p_2 v_2} v dp - F = z_2 + \frac{V_2^2}{2g}.$$

Вычисление дает:

$$V_2 = \frac{0,04}{60 \cdot 3,14 \cdot 0,02^2} = 1,36 \text{ м/сек.}$$

$$0 + 0 + 0 + \frac{10 - p_2 v_2}{0,9} - 1 = -3 + \frac{1,36^2}{2 \cdot 9,81}.$$

$$\frac{10 - p_2 v_2}{0,9} = -2 + \frac{1,36^2}{19,62} = -2 + 0,095.$$

$$p_2 v_2 = 0,9 \cdot 1,905 + 10 = 11,71 \text{ м столба масла}$$

$$p_2 = \frac{11,71 \cdot 0,9}{10} = 1,054 \text{ кг/см}^2.$$

Пример 2. Сухой насыщенный пар при 100° входит в лабораторный перегреватель со скоростью 30 м/сек. Затем пар выпускается в широкий канал, причем его скорость становится ничтожной; давление его равно при выходе 0,1 ат. Температуру этого пара низкого давления равна 225° . Сколько необходимо дать тепла через стенку пароперегревателя на каждый кг пара.

Решение. Применяется ур-ние (2). Величиной $(z_2 - z_1)$ пренебрегаем. Величина $W_0 = 0$, т. к. в аппарате нет насосов и т. п. устройств:

$$Q = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + (i_2 - i_1).$$

Из справочников находим:

$i_1 = 637 \text{ ккал/кг}$ (для сухого насыщенного пара при 100°).

$i_2 = 687,5 \text{ ккал/кг}$ (для перегретого пара, при 0,1 ат абс. и 225°).

Следовательно

$$Q = \frac{(30^2 - 0)}{2 \cdot 9,81 \cdot 427} + (687,5 - 637) = 0,11 + 50,5 = 50,61 \text{ ккал}.$$

В этом случае, как обычно при нагревании или охлаждении движущихся тел, эффектом кинетической энергии можно пренебречь.

IV. ИЗМЕРЕНИЕ ПОТОКА

Измерители потока по напору

Общие указания. Измерители по напору принадлежат согласно классификации Американского общества инженеров-механиков к типу приборов для измерения течения, в которых движение жидкости вызывает измеримую разность давлений, или разностный напор, откуда можно вычислить скорость течения.

Применяя суммирующие измерительные приборы, можно определить общее количество жидкости, протекающей за определенный промежуток времени.

Самым обычным прибором этого типа являются трубки Пито, трубки Вентури и различные измерительные пластины с отверстиями. До

¹ В применении ур-ния (3) к жидкостям можно p_1 и p_2 выражать в м столба манометрического столба, так и в виде абсолютного давления. Если оба давления выражались одинаковым образом. Для газов при очень небольшом перепаде давлений, напр. в вентиляционных каналах, поступают так же. При других условиях для p_1 и p_2 должны быть указаны в виде абсолютного давления и изменены при изменении плотности газа.

фрагменты относятся к другому типу, хотя они обладают многими характеристическими свойствами, общими с измерителями по напору.

Статическое давление движущейся жидкости. Во всех измерителях по напору наиболее существенным является определение статического давления движущейся жидкости; для этой цели лучше всего присоединить манометр к отверстию, просверленному перпендикулярно к внутренней поверхности стенки трубы или канала, в которых течет жидкость. Если это невозможно, можно использовать любое из устройств, показанных на рис. 19, *b* и *c*.

Теоретически необходимо, чтобы размер отверстия был мал по сравнению с площадью поперечного сечения канала и в то же время велик по сравнению с размером шероховатостей поверхности. На практике небольшие отклонения в размере отверстий не оказывают заметного влияния. Во всяком случае для получения правильных результатов необходимо, чтобы

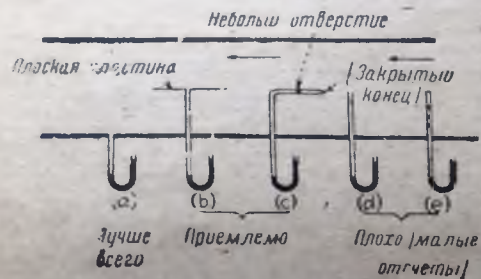


Рис. 19. Измерение статического давления.

1) поверхность, в которой сделано отверстие, была совершенно гладкой и параллельной направлению потока на коротких отрезках по обе стороны отверстия;

2) чтобы края отверстия были сравнены с поверхностью окружающих стенок и чтобы не было выступов или других неровностей около внутренних краев;

3) чтобы соединения всех трубок были совершенно плотными. Во избежание каких-нибудь неровностей, полезно несколько округлить углы краев отверстия.

Приведенные здесь предосторожности ни в коем случае не носят лишь академического характера, так как при пренебрежении этими указаниями возможны крупные ошибки.

Открытые прямые трубки (рис. 19, *d*) и закрытые или открытые трубки с боковыми отверстиями, параллельными направлению потока, также иногда применяются в качестве неподвижных трубок; все же они непосредственно не регистрируют статического напора и применение их возможно только после калибрования точно в тех же условиях, в которых они должны применяться.

В прямой трубке сумма статического и геометрического напора одинакова (см. стр. 835) во всех точках любого заданного поперечного сечения перпендикулярно направлению потока, если только эти точки расположены достаточно далеко от колен, изгибов и т. п., т. е. обеспечено течение, параллельное стенкам. Поэтому точное положение неподвижного отверстия на окружности поперечного сечения не имеет никакого значения; но обычно определяют статический напор в центре, по осевой линии течения.

В изогнутых трубках ввиду наличия центробежных сил статический напор имеет большую величину у внешних стенок трубки, чем у внутренних,

Пьезометрическое кольцо (рис. 20) состоит из ряда неподвижных отверстий в боковых стенках, в одном и том же поперечном сечении; большое число этих отверстий образует пояс вокруг всей трубы. Прибор для измерения давления присоединяется к этому ряду отверстий. В трубках Венгури и тому подобных приборах пояс с отверстиями часто отливается в виде одного целого со всем прибором. Сечение этого пояса отверстий должно быть довольно большим, а размеры отдельных неподвижных отверстий — небольшими. Основным преимуществом подобного устройства состоит в том, что наличие большого числа отверстий снижает возможность ошибки вследствие полного засорения одного из отверстий.

Пьезометрическое кольцо нашло широкое применение для точных измерений, т. к. в этом приборе автоматически уравниваются возможные небольшие отклонения давления, возникающие от разности отверстий. Все же если существует реальное различие во времени между отдельными средними давлениями около различных отверстий, сразу становится очевидным, что поток движется не параллельно относительно стенок одного или нескольких отверстий; в этом случае выбранное поперечное сечение не подходит для измерения статического напора. Далее, допуская даже существование подобных различий, мы все же имеем уверенность, что показания манометра, присоединенного к поясу отверстий, являются действительно средними из показаний разных приборов, в случае их присоединения к отдельным отверстиям. Поэтому многие специалисты считают, что обычные приборы с одним неподвижным отверстием так же хороши или даже лучше, чем пьезометрические кольца.



Рис. 20. Пьезометрическое кольцо.

Ударные трубки и трубки Пито

Ударной трубкой обычно называют отрезок трубки, изогнутой под прямым углом (см. рис. 21, *a*), которая имеет отверстие, расположенное навстречу течению. В предыдущем разделе уже было показано, что теоретически и практически для жидкостей и для газов при низких давлениях давление в кг/м^2 около подобного отверстия равно $p = p_0 + \frac{\gamma_0 V_0^2}{2g}$; здесь p_0 — соответствует статическому напору в кг/м^2 ; γ_0 и V_0 обозначают уд. вес (кг/м^3) и скорость (м/сек) жидкости в точке, в которой расположено отверстие трубки; g — ускорение силы тяжести в м/сек^2 ; таким образом напор вследствие удара жидкости (ударный напор) равен сумме статического и скоростного напора. Для идеальных газов при скоростях ниже 60 м/сек была выведена теоретическая формула:

$$V_0 = \sqrt{\frac{2gk}{k-1} \cdot \frac{p}{\gamma} \left[1 - \left(\frac{p_0}{p} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]},$$

где k — отношение теплоемкости газа при постоянном давлении к теплоемкости при постоянном объеме, γ — уд. вес при давлении p .

и температуре, измеренной термометром, помещенным в середине потока (см. стр. 907). Для скоростей газов, близких к скорости звука, соответствующее соотношение вывел Рэлей [Rayleigh, Proc. Roy. Soc. [A] 84, 247 (1910)].

Имеются указания что только при исключительно малых скоростях и для очень малых диаметров трубки показания ударной трубки зависят от вязкости жидкости. Barker [Proc. Roy. Soc. [A] 101, 435 (1922)] нашел, что для воды трубка диам. 0,1 см дает показания, совпадающие с вычисленными при помощи обычной формулы при всех скоростях не ниже 0,05 м/сек. Подобные узкие измерительные трубки сделанные из кишок, применялись Stanton'ом и другими исследователями при изучении течения жидкости вблизи стен трубы [см. Proc. Roy. Soc. (London) [A] 85, 366 (1911), там же [A] 97, 413 (1920)].

Длина и форма ввода по всему протяжению соприкосновения отверстия с встречным потоком обычно имеют мало влияния на изме-

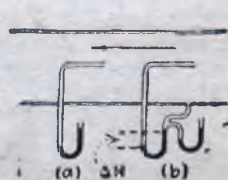


Рис. 21. Ударные трубки.

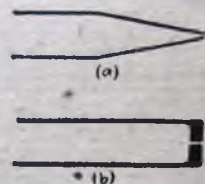


Рис. 22. Типы наконечников для ударных трубок.

рение напора ударной трубкой. Форма несколько влияет на показания трубки лишь в том случае, когда плоскость отверстия трубки наклонена относительно направления ее оси.

Так например тонкий острый конический наконечник (рис. 22,а) при поворотах в обе стороны до 15° дает отклонения в показаниях в пределах 1%. Ввод, полученный путем просверливания маленького отверстия в плоском конце цилиндра (рис. 22,б), может иногда давать такие же отклонения в показаниях при незначительных поворотах. Вообще показания трубок иногда не совпадают полностью с вычисленными из определения составляющей скорости или из величины ударного напора, действующего перпендикулярно к плоскости отверстия. Очевидно ударная трубка является несовершенным прибором для измерения направления потока в определенных точках жидкости.

Если присоединить одно колено дифференциального манометра к неподвижному отверстию, а другое к отверстию, аналогичному изображенному на рис. 21,б, показания очевидно укажут непосредственно скоростной напор $\frac{V^2}{2g}$. Трубка Пито является ударной трубкой, устроенной именно так, как здесь описано. Если отсчеты ΔH выражены в см столба протекающей жидкости (см. стр. 847) и неподвижное отверстие расположено таким образом, что правильно отмечает статический напор жидкости около ввода ударной трубки,

скорость в данной точке равна $V_0 = \sqrt{2g\Delta H} = \sqrt{2g \frac{P - P_0}{\gamma}}$.

Это выражение легко выводится из формулы призмы Пито-Пито графа и подлежит тем же ограничениям. Из описания ударных и неподвижных отверстий ясно следует, что единственной причиной практических отклонений от теоретических формул, приведенных выше, являются неровные края отверстия. В трубку или канал можно подлучить с помощью чисто выполненных, просверленных в стенке труб отверстий очень точные результаты, если только измеренной точке предшествует участок прямой трубы длиной не менее 30 диаметров и отверстие расположено в том же поперечном сечении, в котором расположен ввод ударной трубки. Ударная трубка, предпочтительно прямая, должна быть достаточно узкой по сравнению с поперечным сечением канала для уменьшения взаимодействия с нормальным потоком.

При этих условиях теоретическая формула подтверждается экспериментально и прибор не нуждается в калибровке.

Существует в продаже большое число весьма подходящих и компактных типов трубок Пито. Эти трубки имеют неподвижное отверстие и отверстие для измерения удара струи в одном едином приборе. Один из лучших типов трубки Пито изображен на рис. 23. В этой трубке неподвижные отверстия сделаны в виде маленьких дырочек, просверленных во внешней стенке двойной трубки.

Внутренний проход является ударной трубкой. Если неподвижные отверстия выполнены чисто и расположены не ближе, чем на расстоянии 6 диаметров от точки, от которой стенка трубки становится параллельной потоку при правильном положении измерительного прибора, отсчеты близко совпадают с вычисленными по теоретической формуле. В общем случае все же полезно применять при измерениях с помощью компактной трубки Пито формулу $V = \varphi \sqrt{2g\Delta H}$ и определять коэффициент φ калибровкой. Значения φ в продаваемых трубках Пито обычно колеблются от 0,8 до 1,0; для данной трубки величина φ зависит от скорости, вязкости и плотности измеренной жидкости. Компактные трубки Пито применяются почти повсюду в инженерной практике из-за их удобства. Этот прибор является единственным, который может быть использован, если требуется произвести измерения вблизи изгибов, преград и т. п., так как в этом случае прибор с боковым отверстием не дает правильных данных о статическом напоре вблизи ударного ввода.

Все же если требуется точность измерения для всех трубок Пито, необходимо, чтобы вверх по течению трубке предшествовал достаточно более длинный прямой участок канала. При работе с компактными трубками Пито следует также обратить особое внимание на то, чтобы ударное отверстие было направлено точно против течения, т. е. во многих подобных приборах небольшое наклонение ввода вносит по-

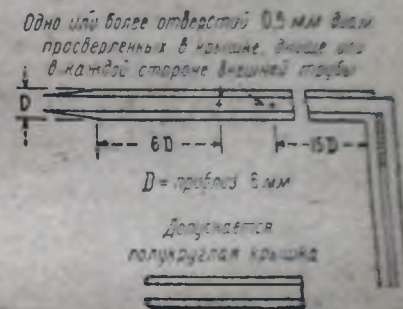


Рис. 23. Компактная трубка Пито.

тобой серьезные ошибки в отсчетах, т. к. неподвижные отверстия принимают неправильное положение.

Для определения расхода жидкости, проходящей через канал с помощью трубки Пито, необходимо произвести исследование канала во всех случаях, когда требуется получить более или менее точные результаты; сама трубка Пито определяет лишь фактическую скорость в том месте, в котором расположен ввод, и эта скорость изменяется от нуля у стенки канала до максимальной величины обычно в центре канала. Поэтому поперечное сечение канала предварительно разделяется на несколько равных площадей.

Среднее из скоростей потока, соответствующих каждой полосе, и будет средней скоростью для всего канала. Определять сперва среднюю величину отсчетов и затем по средней величине вычислять скорость, соответствующую этой средней величине, — ошибочно.



Рис. 24. Положения трубки Пито при проходке с 10 измерительными точками.

Вполне очевидно, что чем мельче подразделения, на которые было разделено поперечное сечение канала, тем больше точность определения средней скорости. За исключением тех случаев, когда скорости потока распределены очень нерегулярно, вполне удовлетворительные результаты можно получить одной проходкой трубки Пито, т. е. выбирая равные подразделения площади так, чтобы все точки измерения лежали на одной прямой, пересекающей поперечную площадь.

$$100 \cdot \sqrt{\frac{2n-1}{m}} \%$$

Для получения 10 точек промера круглой трубы делят поперечное сечение на четыре равных concentric rings и на один внутренний круг, равный по площади кольцам (рис. 24). Отсчеты трубки Пито производятся в точках пересечения диаметра с осевыми линиями четырех колец и с окружностью, делящей пополам площадь внутреннего круга. Эти точки лежат на расстояниях 31,6, 54,8, 70,7, 83,7 и 94,0% величины радиуса от центра.

В случае промера сечения, разделенного на m частей, производят измерения на каждой стороне на расстоянии

величины радиуса трубы от ее центра (здесь $n = 1, 2, 3$, до $\frac{m}{2}$). Если требуется прсмерить круглую трубу более тщательно, нежели одной проходкой, обычно производят промеры по нескольким диаметрам, расположенным под равными углами относительно трубы. При нормальном распределении скоростей в трубе одна проходка с 10 точками измерения дает среднюю скорость на 0,30% выше теоретической и проходка с 20 точками — среднюю скорость на 0,10% выше теоретической.

Для прямых круглых труб с нормальным распределением скоростей и точек, расположенных не ближе 50 диаметров по прямому

участку без стыков и других местных сопротивлений, составлена приведенная диаграмма рис. 25,¹ дающая зависимость отношения действительной скорости потока в центре V_{\max} и средней скорости $V_{\text{ср}}$ от произведения $\frac{D \cdot V_{\max}}{\mu}$.

На основании показаний трубки Пито в центре трубы можно с помощью этой диаграммы легко вычислить среднюю скорость. Для

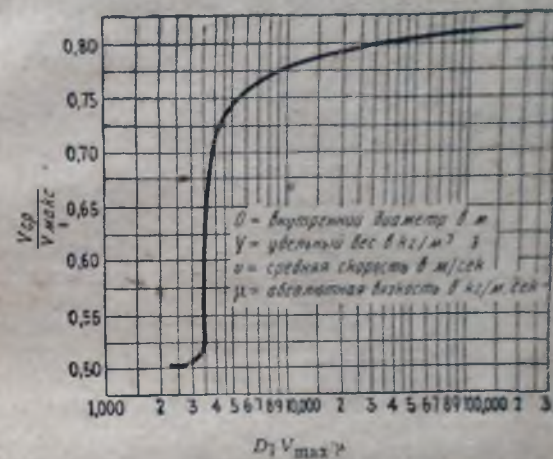


Рис. 25. Влияние размера круглых труб.

точности, а также всякий раз, когда предполагается ненормальное распределение скоростей, необходимо проверить величину фактора

трубы $\frac{V_{\text{ср}}}{V_{\max}}$ в отдельных поперечных сечениях, производя несколько промеров при различных скоростях. После этого достаточно сделать один лишь промер в центре трубы, используя экспериментально найденный фактор. Фактор трубы может быть определен подобным способом в тех случаях, когда величина $\frac{D \cdot V_{\max}}{\mu}$ лежит между 2000 и

5000; для чисел Рейнольдса менее 2000 $\frac{V_{\text{ср}}}{V_{\max}}$ равно всегда 0,50.

Питометр состоит из двух трубок, из которых одна направлена вниз по течению, а другая — навстречу течению; противоположные колена этих трубок присоединены к дифференциальному манометру. Для той же скорости течения жидкости этот прибор дает большие показания, чем обычная трубка Пито; при этом необходимо калибровать прибор в условиях его применения для того, чтобы вполне правильно пересчитать полученные показания. Этот прибор имеется в продаже с фотографическим записывающим аппаратом.

¹ Nat. Phys. Lab., 11 (1914).

Трубка Пито-Вентури [Fales, J. Am. Soc. Heating Ventil. Eng. 28, 1 (1922)] является другим видоизменением того же измерительного прибора, служащим для увеличения показаний по сравнению с обычной трубкой Пито. Подобно последней трубка Пито-Вентури также нуждается в калибровке.

Пример. Трубка Пито установлена в центре воздуховода 0,3 м диам.; показания трубки равны разности давлений 25 мм вод. столба.

Статический напор, определенный при помощи открытого манометра, равен 150 мм вод. столба. Температура воздуха равна 15°. Барометрическое давление равно 750 мм рт. ст. Воздух сухой и не содержит влаги.

Определить среднюю скорость воздуха.

Решение. Абсолютное статическое давление воздуха

$$p_0 = \frac{150}{13,6} + 750 = 761,03 \text{ мм рт. ст.}$$

(уд. вес ртути = 13,6).

Удельный вес воздуха равен

$$\gamma_0 = \frac{Mp_0}{RT} = \frac{29 \cdot 76,103 \cdot 13,6}{84784 \cdot (15 + 273,1)} = 0,001238 \text{ г/см}^3$$

(более точно γ_0 можно найти по таблицам)

$$V_{\max} = \sqrt{2g \Delta H} = \sqrt{2 \cdot 981 \cdot \frac{2,5}{0,001238}} = 1968 \text{ см/сек} = 19,68 \text{ м/сек.}$$

$$\frac{DV_{\max} \gamma}{\mu} = \frac{30 \cdot 1968 \cdot 0,001238}{0,0001820} = 405 \text{ 000.}$$

Экстраполируя кривую рис. 25, можно ее продолжить в виде почти горизонтальной прямой до

$$\frac{V_{\text{ср}}}{V_{\max}} = 0,81.$$

Отсюда

$$V_{\text{ср}} = 0,81 \cdot 19,68 = 15,94 \text{ м/сек.}$$

Диафрагмы, сопла и трубки Вентури

Все эти измерительные приборы устроены принципиально одинаково и во всех случаях можно использовать те же формулы. В канале, по которому протекает устойчивый поток жидкости, устроена суженная часть, или горловина, в которой очевидно средняя линейная скорость (а отсюда и скоростной напор $\frac{V^2}{2g}$) жидкости имеет большую величину, чем в остальных частях канала. Согласно теореме Бернулли (стр. 871) при условии отсутствия теплообмена между жидкостью и окружающим пространством полная энергия жидкости должна оставаться постоянной во всех поперечных сечениях канала. Поэтому всякое возрастание кинетической энергии (т. е. скоростного напора) в любом сечении канала должно обязательно сопровождаться уменьшением одной или всех других величин в формуле Бернулли. Уменьшение всех видов энергии, кроме кинетической, может быть вычислено теоретически путем измерения статического напора и температуры в широкой и узкой части канала. Отсюда можно вычислить линейную скорость в любом поперечном сечении, в котором были произведены измерения, если только известно отношение площадей поперечных сечений. Если канал расширяется позади сужения,

кинетическая энергия уменьшается вниз по течению и возрастает прирост статического напора; величина прироста зависит в большой мере от типа прибора (см. ниже, а также стр. 837 сл.).

Но так как обычно реальный поток не подчиняется всем теоретическим предположениям, то действительный расход жидкости отличается от теоретически вычисленного. Отношение фактической величины к теоретической называется коэффициентом расхода α .

Для хорошо известных стандартных типов приборов (напр. для прямоугольных диафрагм, для трубок Вентури и т. п.) величины α определены с достаточной точностью и дают результаты, совпадающие с действительным расходом в пределах от 1 до 3%, при условии, что прибор сконструирован в полном соответствии с стандартом. Если же для какого-нибудь отдельного прибора α определены экспериментально в тех же условиях, в которых производится все измерения, можно достигнуть значительно большей точности. Подобная калибровка всегда весьма желательна.

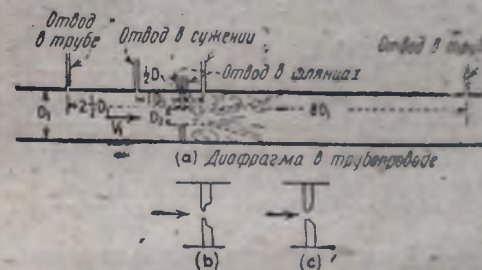


Рис. 26. Прямоугольная диафрагма.

Определение типов измерительных приборов. Диафрагмой называется диск, установленный между фланцами в трубопроводе с отверстием меньшего диаметра, чем сам трубопровод.

Погруженная диафрагма (применяется только для жидкостей) опущена целиком ниже уровня жидкости в трубопроводе.

Обычно, но не всегда, диафрагма в трубопроводах погружается целиком ниже уровня жидкости. Различие имеет значение только при незначительных напорах (см. стр. 896 — 897). Во всяком случае для получения правильных результатов необходимо следить за тем, чтобы диафрагма была полностью погружена в жидкость, или же допускала образование свободной струи.

Остроугольная диафрагма (рис. 26а) имеет круглое отверстие, вырезанное в тонкой пластинке; отверстие имеет прямые стенки, перпендикулярные к плоской поверхности пластинки, обращенной против течения; толщина пластинки должна быть меньше 3 мм. Поток, проходящий через это отверстие, имеет минимальное сечение позади отверстия вниз по течению на расстоянии, зависящем от условий измерения. Для круглых центрально расположенных диафрагм в круглых трубопроводах наименьшее сечение потока расположено приблизительно на $\frac{1}{2}$ диаметра трубы вниз по течению от пластинки. Точная величина этого расстояния зависит от соотношения между диаметрами диафрагмы и трубы.

Отношение минимального поперечного сечения струи к сечению отверстия диафрагмы называется коэффициентом сжатия ϵ (экспериментальное определение ϵ для жидкостей см. у Gibson или Hughes и Safford — см. стр. 855).

Вблизи минимального сечения струи (в погруженных диафрагмах) кинетическая энергия струи почти полностью теряется из-за образования вихрей при смещении с медленно движущейся жидкостью в канале; поэтому полная потеря статического напора велика (рис. 27) (ср. трубки Вентури).

Чтобы получить при вычислении правильный расход жидкости весьма важно, чтобы 1) стенки отверстия образовали точно прямой угол с поверхностью пластинки, обращенной против течения, 2) сечение отверстия было точно известно и 3) пластинка была доста-

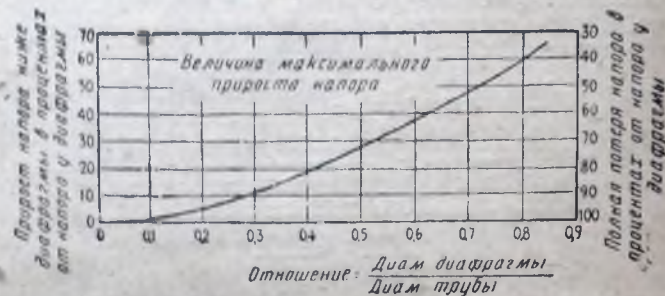


Рис. 27. Приrost статического напора за диафрагмой.

точно тонка во избежание соприкосновения струи со стенками отверстия. Если же из соображений прочности необходимо установить толстую пластинку, применяются конструкции, изображенные на рис. 26, б и в.

При установке диафрагмы в трубе перепад давления, или «диафрагменная разность» обычно измеряется между парой следующих отверстий:

1. Фланцевое соединение¹. Неподвижные отверстия просверливаются одно в верхнем (по течению), другое — в нижнем фланце, по возможности ближе к диафрагменной пластинке.

2. Горловое соединение¹. Неподвижные отверстия располагаются на расстояниях 1 диам. трубы вниз и $\frac{1}{2}$ диам. трубы вверх по течению от пластинки.

3. Трубочатое соединение¹. Неподвижные отверстия, одно на расстоянии $2\frac{1}{2}$ диаметров вниз, второе — 8 диаметров вверх по течению.

Все измерения расстояний от диафрагмы считаются от ее поверхности, обращенной вниз по течению. Горловые соединения теоретически являются наилучшими: положение отверстия для измерения давления, расположенного вниз по течению, приблизительно совпадает с положением минимального сечения потока; отверстие распо-

¹ Эти названия в СССР не применяются. В дальнейшем они сохранены нами для обозначения расстояний измерительных отверстий от диафрагмы. Прим. ред.

ложено достаточно далеко вниз по течению и не испытывает влияния от нарушения потока в непосредственной близости к диафрагме. На практике можно располагать нижнее отверстие на расстоянии до 2 диаметров трубы вниз по течению от пластинки без заметных результатов). На практике горловое соединение дает наибольшую величину диафрагменной разности при данной скорости течения, т. е. обладает наибольшей точностью отсчетов. Фланцевое соединение обладает тем преимуществом, что отверстия для измерения давления

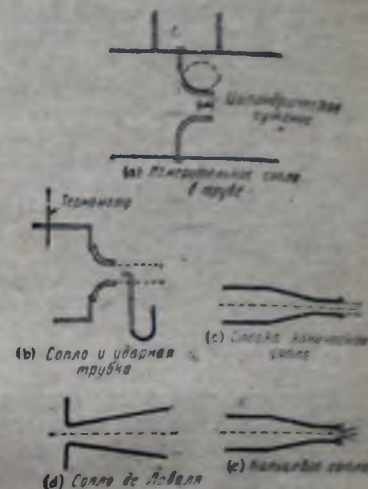


Рис. 28. Различные виды сопел.

Термин «стандартная диафрагма» относится к остроугольным диафрагмам. В трубопроводе обычно применяется центрально расположенная круглая диафрагма с фланцевым или горловым соединением. Обычно, хотя и не всегда, предполагается, что ближайший край стандартной диафрагмы расположен от стенки канала по направлению вниз по течению на расстоянии, не менее чем в $2\frac{1}{2}$ раза большем минимальной величины отверстия диафрагмы (для круглых диафрагм в трубах отношение радиусов 5:1). Диафрагма должна быть расположена перпендикулярно к направлению течения.

Сопло (рис. 28). (Насадка в виде усеченного конуса, или конуса, установленного подобно диафрагме в трубопроводе.) Хотя сопла и не полностью стандартизованы, но те из них, которые лучше всего подходят для измерения потока (измерительные сопла), обычно удовлетворяют некоторым общим требованиям.

1. Сопло должно заканчиваться цилиндрическим нагнетом, который по длине никогда не должен превышать своего внутреннего диаметра и зачастую бывает значительно короче.

2. Конус сопла должен иметь угол между образующими от 25 до 30°; если поверхность ввода имеет вид конуса, она обладает слабой кривизной, особенно вблизи горлового сечения. Очень часто в последнем случае поверхность образована вращением одной четверти

эллипса (выпуклостью внутрь) вокруг оси суженной части (рис. 28,а). В этом случае длинная ось эллипса лежит параллельно горловому сужению и обычно в 2—3 раза больше диаметра сужения. Отношение осей эллипса равно 2:3.

3. Внутренняя поверхность сопла и прилегающих стенок должна быть тщательно обработана и полирована. Цилиндрическая струя, выбрасываемая подобным соплом, имеет тот же диаметр, что и выходное отверстие сопла. В хорошо сконструированном сопле не существует минимального сечения струи, аналогично тому, которое встречается в остроугольной диафрагме. Давление жидкости в верхней части течения определяется обычно при помощи неподвижного отверстия в стенке канала или же в коротком цилиндрическом вводе, предшествующем суженной части сопла. Отверстие для измерения давления жидкости вниз по течению устраивается в стенке сопла, канала или трубы, через которую протекает жидкость. Иногда в случае применения широкого сопла для измерения расхода газа, если позволяют условия работы, полезно вставить в сопло, в центр струи, на близком расстоянии от сопла (обычно 50 мм) — ударную трубку, обращенную отверстием против течения (рис. 28,б) [Moss, Trans. A. S. M. E. 38, 761 (1916)].

В этом случае разность давлений измеряется между местом присоединения ударной трубки и отверстием для измерения давления, расположенным вниз по течению. Если же истечение происходит в атмосферу, открытый манометр, присоединенный к ударной трубке, дает истинную разность давлений.

Прирост статического напора в направлении вниз по течению от сопла не был столь тщательно изучен, как для остроугольной диафрагмы. Постоянная потеря напора в соплах является величиной того же порядка, как и в диафрагме, т. к. и в этом случае кинетическая энергия струи в большой мере теряется вследствие трения при завихрениях.

Оценка полной потери кинетической энергии может быть произведена при помощи формулы „потери при внезапном расширении“ (стр. 939), т. к. потери в суженной части и в горловине хорошего сопла ничтожны. Полная потеря может быть в значительной мере уменьшена при установке за соплом вниз по течению расходящегося патрубка (см. также трубки Вентури).

Часто рассеивающий конус бывает устроен неверно; в этом случае трудно определить степень возрастания давления без данных об измерительном приборе. Если давление вниз по течению p_2 определяется около горловины видоизмененного сопла и величина p_2 вставляется в формулы, расход жидкости получается правильным, если коэффициент α соответствует типу ввода.

Сопло де-Лавалья — изображено на рис. 28, d и применяется чаще всего при больших скоростях газа, напр. в турбинах. Это сопло имеет вид диафрагмы с округленными краями, за которой следует рассеивающий конус (диффузор). Это же название иногда применяется для обозначения любой диафрагмы, имеющей подобный конус.

Конструкция и теория течения в соплах де-Лавалья дана у Stodola¹.

Сопло Вентури является соплом, снабженным пьезометрическим кольцом вблизи горловины и вблизи короткого цилиндрического ввода. Трубкой-соплом Вентури называется сопло Вентури с проточным конусом постоянной длины, которая не зависит от отношения радиусов (отличие от обычных трубок Вентури).

Кольцевое сопло (рис. 28, e) состоит из конического сопла, переходящего в цилиндрический, с остроугольной диафрагмой для подсакком (устье Борда, см. ниже) на конце.



$$\begin{aligned} \text{Для жидкостей:} \quad \Delta H &= H_{p1} - H_{p2} + z_1 - z_2 = \\ &= h_1 \left(\frac{\gamma_m}{\gamma} - 1 \right) = \frac{p_1 - p_2}{\gamma} + z_1 - z_2 \\ \text{Для газов:} \quad p_2 &= h_2 \gamma_m \\ p_1 - p_2 &= h_1 \gamma_m \end{aligned}$$

(все расстояния в м)

Рис. 29. Трубка Вентури.

Трубка Вентури (рис. 29) состоит из 1) цилиндрического ввода I, равного по диаметру самой трубке, 2) сужающейся части, являющейся усеченным конусом с углом между образующими, равными 25—30°, и 3) цилиндрической горловой части II, диаметр которой $D_2 = \frac{1}{4}$ до $\frac{1}{2}$ диаметра у входа D_1 . Длина горловой части обычно равна около $\frac{1}{2} D_2$ и ни в коем случае не должна превышать $1 D_2$. Отверстия для измерения статического напора (обычно в виде пьезометрического кольца, отлитого в виде единого целого с измерительным прибором) расположены у входа и у горловины (см. рис. 29); между обоими отверстиями включен обычным способом подходящий дифференциальный манометр.

Часть, расположенная вниз по течению, также является конусом, расширяющимся от диаметра горловины до диаметра самой проточной трубы при постоянном общем угле, равном или меньшем γ . Соединения между коническими и цилиндрическими поверхностями делаются в виде постепенно искривляющейся поверхности.

Длинный слабо расширяющийся конус от горловины вниз по течению делается с целью удовлетворительного обратного перехода большого скоростного напора вблизи сужения в статический напор.

¹ Stodola, Steam Turbines, New York 1927.

в хорошо сконструированной трубке Вентури это достигается настолько совершенно, что полная потеря статического напора достигает только от $1/10$ до $1/8$ величины показаний трубки Вентури. Маггип привел следующие данные о длине прямых труб, дающих ту же общую потерю напора, что и трубка Вентури с расширяющимся конусом, угол которого равен 5° .

отношение:	диаметр горловины	1:2	2:5	1:3	1:4
диаметр трубы					
Эквивалентная длина прямой трубы		$80 D_1$	$170 D_1$	$430 D_1$	$1300 D_1$
D_1 — диам. трубы, внутри которой установлена трубка Вентури.					

Термин **вентуриметр** обычно синоним термина „трубка Вентури“. Все же иногда он применяется в более широком смысле — также и для обозначения многочисленных типов сопел (см. выше), имеющих рассеивающие конуса по течению ниже самого сопла; например для трубок-сопел Вентури.

Различные сопла. Кроме хорошо выполненных диафрагм с округленными краями применение ниже описанных приборов для измерения нежелательно за исключением особых случаев и лишь после тщательной калибровки.

Устье Борда, или отверстие Борда, является короткой цилиндрической обратной направленной трубкой (рис. 30, а). Некоторые авторы применяют это название только к таким трубкам, которые имеют дли-

ну, приблизительно равную $1/2$ внутреннего диаметра; более длинные трубки в этом случае носят название **обратно направленных коротких трубок**. Входное отверстие ни в коем случае не должно иметь острых или прямых углов; стенки трубки лучше всего делать тонкими в конце, направленном против течения. Если течение не имеет завихрений и других неправильностей (как напр. при истечении из спокойного водоема), струя принимает вид, изображенный на рис. 30, а и не соприкасается со стенками трубки, если только последние достаточно коротка. В этом случае считается, что при применении устья Борда имеет место свободное течение. Все же, если нормальное течение нарушено при очень большом напоре, а также всегда, когда устье Борда значительно длиннее $1/2$ диаметра, или если прибор расположен так, что выходное отверстие расположено не вертикально вниз в газовой среде, — струя расширяется и заполняет всю трубку (см. рис. 30, д). В этом случае говорят, что имеет место „заполненное течение“. Обычно устья Борда не применяются в качестве измерительных приборов, т. к. они не имеют никаких преимуществ перед более простыми остроугольными диафраг-

мами; к тому же коэффициенты расхода жидкости измерительной Борды значительно менее исследованы.

Стандартной короткой трубкой называется (см. рис. 30, б) прямая цилиндрическая трубка, длина которой равна 2–3 внутреннему диаметрам. Ее вход подобен входу у остроугольных диафрагм. Подобно трубкам Борда в стандартной трубке может иметь место „свободное“ или „заполненное“ течение. Если течение свободно, короткая стандартная трубка ведет себя, как остроугольная диафрагма. Остроугольная диафрагма в толстой пластинке является по существу стандартной короткой трубкой.

Окаймленным отверстием или чашечным соплом (диафрагмой с округленными краями) называется (см. рис. 30, в) отверстие, просверленное в плоской пластинке, имеющее закругленные края. Если закругленные края не слишком остры, прибор практически является измерительным соплом (описано выше) и к нему применимы все вышеуказанные замечания. В других случаях коэффициенты расхода изменяются от величин, соответствующих остроугольным диафрагмам до величин, относящихся к хорошо выполненным соплам. Так как нет уверенности в точности их изготовления, применение остроугольных диафрагм оказывается более безопасным.

Теория и формулы для диафрагм и сопел

- α, α' — коэффициенты расхода (см. стр. 892)
 c_p, c_p — удельная теплоемкость при постоянном объеме, соответ. при постоянном давлении
 D — диаметр (м)
 e — коэффициент сжатия (см. стр. 884, 891)
 φ, φ' — коэффициент скорости
 g — ускорение силы тяжести (м/сек²)
 G — „скорость массы“ (реально весовая скорость) в кг/сек · м²; равна V
 H_p — статический напор в мерах высоты столба протекающей жидкости (м)
 ΔH — (м) (см. стр. 834, 874, 887)
 $i = U + pv/I$ — энтальпия (теплосодержание, общая теплота, термический потенциал) — ккал/кг
 $k = c_p/c_v$

- M — молекулярный вес
 h — отсчеты дифференциальной U-образной трубки (м)
 p — абсолютное статическое давление (кг/м²)
 Q — тепло, поглощенное единицей веса (ккал/кг)
 q — объемный расход жидкости (м³/сек)
 R — газовая постоянная 1,99 кал/моль · °С
 S — поперечное сечение (м²)
 T — абсолютная температура в °К ($273,1 + t^\circ\text{C}$)
 U — внутренняя энергия на единицу веса (ккал/кг)
 V — средняя линейная скорость (м/сек) $= \frac{q}{S} = \frac{G}{1}$
 w — удельный объем (м³/кг) $= \frac{1}{\gamma}$
 W — весовой расход жидкости (кг/сек)
 W_0 — внешняя работа на единицу веса (кг/кг)
 x — содержание сухого пара в 1 кг влажного пара (м/кг)
 Y — см. стр. 902
 Z — вязкость относительно воды при $20^\circ = \frac{\eta}{\eta_{H_2O}}$. Эта величина численно равна абсолютной вязкости в сантипуазах.
 z — потенциальный напор (м) — (см. стр. 871)



Рис. 30. Различные сопла.

μ — абсолютная вязкость ($\text{кг/сек} \cdot \text{м}$)¹
 γ — удельный вес (кг/м^3)

$\nu = \frac{\mu}{\rho}$ — кинематическая вязкость ($\text{м}^2/\text{сек}$)

Жидкости. Погруженные диафрагмы. (Отверстия в трубах, трубки Вентури и т. д.). Теорема Бернулли, выраженная в единицах напора, может быть переписана в следующем виде (см. ур-ние (3b) на стр. 874)

Если

$$\Delta H = H_{p1} - H_{p2} + z_1 - z_2 = h \left(\frac{\gamma_m}{\gamma} - 1 \right) \quad (\text{см. рис. 29, стр. 887}) \quad (4)$$

то!

$$\sqrt{V_2^2 - V_1^2} = \varphi \sqrt{2g \Delta H} \quad (5)$$

или

$$V_2 = \varphi' \sqrt{2g \Delta H + V_1^2} \quad (5a)$$

т. к. W_0 и $\int p dv$ — превращаются в нуль; трение же лучше всего выразить в виде коэффициента при скорости φ или φ' , а не в виде добавочного слагаемого.

Примечание: При этом предполагается, что все трубы и соединения полностью заполнены протекающей жидкостью, и что оба отверстия для измерения давления расположены в канале под уровнем жидкости. Если же с одной стороны, вниз по течению, отверстие для давления расположено в газовой среде, т. е. выше уровня жидкости и сама трубка заполнена воздухом, то необходимо принять, что

$$\Delta H = h \left(\frac{\gamma_m}{\gamma} - 1 \right) + K,$$

где K — высота уровня более высоко стоящей манометрической жидкости над уровнем свободной поверхности протекающей жидкости по течению ниже измерительной трубки. Если оба отверстия для измерения давления расположены в воздушной среде над уровнем жидкости, и обе трубки заполнены воздухом, необходимо принять

$$\Delta H = h \frac{\gamma_m}{\gamma} + K',$$

где K' — высота уровня жидкости вверх по течению над уровнем вниз по течению. Величины K и K' выражены в м.

Индексы (1) и (2) обозначают условия для поперечных сечений трубы, расположенных по течению выше, соответственно ниже измерительной трубки; см. сечения I и II рис. 29 (на стр. 887), который хорошо поясняет все сказанное о применении данных формул. Предполагается, что поперечные сечения выбраны так, что жидкость через них проходит только вдоль оси трубы. φ и φ' не равны друг другу за исключением тех случаев, когда они равны единице, или же если квадрат скорости V_1^2 ничтожно мал по сравнению с величиной $2g \Delta H$. (Экспериментальное определение величины φ описано в любой книге по гидравлике.) Величина φ колеблется от 0,95 до 0,99 для большинства обычных измерительных приборов, но может быть значительно меньше для измерителей, подобных стандартной короткой трубке или же соплу с удлиненным сужением. Если отверстия для измерения давления не расположены точно в местах, соответ-

ствующих V_1 и V_2 , необходимая поправка должна быть включена в величину тех же коэффициентов. Если S_1 обозначает площадь поперечного сечения потока вверх по течению, а S_2 , как обычно, площадь наименьшего поперечного сечения измерительного

прибора, то $V_1 = \frac{\epsilon S_2}{S_1} V_2$, где ϵ обозначает отношение фактической площади поперечного сечения потока в точке, соответствующей V_2 , к площади S_2 (см. стр. 884). При подстановке этого выражения в вышеприведенные уравнения получаются формулы для линейной скорости V_2 вниз по течению и для объемного расхода жидкости q , подставляя φ , имеем:

$$V_2 = \frac{\varphi \sqrt{2g \Delta H}}{\sqrt{1 - \left(\epsilon \frac{S_2}{S_1} \right)^2}} \quad (6a); \quad q = \frac{\epsilon S_2 \sqrt{2g \Delta H}}{\sqrt{1 - \left(\epsilon \frac{S_2}{S_1} \right)^2}} \quad (6b)$$

подставляя φ' , имеем:

$$V_2 = \frac{\varphi' \sqrt{2g \Delta H}}{\sqrt{1 - \left(\alpha' \frac{S_2}{S_1} \right)^2}} \quad (7a); \quad q = \frac{\alpha' S_2 \sqrt{2g \Delta H}}{\sqrt{1 - \left(\alpha' \frac{S_2}{S_1} \right)^2}} \quad (7b)$$

Если ϵ не равно единице (напр. в остроугольных диафрагмах, устьях Борда с свободным течением жидкости и т. д.), можно применить из приведенных формул только одну, а именно (7b), т. к. в остальных формулах необходимо отдельно знать величины $\alpha = \varphi' \cdot \epsilon$, которые не могут быть с точностью определены. Хотя формула (7b) и применяется некоторыми исследователями-гидравликами, но в настоящее время отдают предпочтение более простой, но не вполне правильной формуле для определения расхода жидкости [A. S. M. E. Special Committee, Report of Fluid Meters, Pt I (1931); см. Smith, Mech. Eng. 52, 968 (1930):

$$q = \frac{\alpha S_2 \sqrt{2g \Delta H}}{\sqrt{1 - \left(\frac{S_2}{S_1} \right)^2}} \quad \text{м}^3/\text{сек}. \quad (8)$$

Эта формула приложима для всех указанных здесь измерительных приборов. ΔH — обозначает разность напоров по обе стороны отверстия в м протекающей жидкости (см. рис. 29); S_2 и S_1 — площади поперечных сечений трубы и отверстия, обе в м², g — ускорение силы тяжести — 9,81 м/сек².

Если $\frac{S_2}{S_1} = 25$ или больше, то знаменатель во всех вышеприведенных формулах может быть принят равным 1. Иногда неподходящее отверстие, расположенное вверх по течению, заменяют ударной трубкой, расположенной так, что она отсчитывает средний ударный напор верхнего течения. В этом случае

$$q = \alpha' S_2 \sqrt{2g \Delta H'},$$

где

$$\Delta H' = H_{p1} - H_{p2} + z_1 - z_2 + \frac{V_1^2}{2g} = h \left(\frac{\gamma_m}{\gamma} - 1 \right)$$

¹ $\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{сек}} = 10 \text{ пуазов} \left(\text{пуаз} = \frac{\text{дина} \cdot \text{сек}}{\text{см}^2} \right)$. Прим. ред.

и равен разностному напору, который был бы отсчитан приборами, изображенными на рис. 29 при замене неподвижных соединений в верхней части течения на ударные трубки.

Весовой расход жидкости (кг/сек) равен $W = \gamma q$, где γ — удельный вес жидкости при температуре измерительного прибора в кг/м^3 .

Коэффициенты расхода. Термин „коэффициент расхода“ может относиться к величинам φ , α' , α и $\frac{\alpha}{\sqrt{1 - \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2}}$ или другим соответ-

ствующим коэффициентам любой эмпирической формулы.

Если дан коэффициент расхода, то обязательно должно быть указано, к какой формуле он относится, а также тип и расположение отверстий для давления.

При помощи геометрического анализа можно показать, что для геометрически подобных измерительных приборов с погруженным выходным отверстием любой правильно определенный коэффициент расхода является функцией числа Рейнольдса $\frac{D_2 V_{21}}{\mu_2}$ и шероховатости стенок трубы и измерительного прибора (см. например Gibson, op. cit. или A. S. M. E. Spec. Committee — Report on Fluid Meters).

Примечание: μ — абсолютная вязкость, D_2 — характерная линейная размерность отверстия или сужения, напр. диаметр для круглых отверстий. Очевидно для труб и круглых отверстий величина $\frac{D_2 V_{21}}{\mu_2}$ может быть по желанию заменена через $\frac{D_1 V_{11}}{\mu_1}$, т. к. одно число Рейнольдса может быть при помощи алгебраических действий переведено в другое.

Это рассуждение частично подтверждается также тем фактом, что для данного измерительного прибора получается всегда одна и та же экспериментальная кривая зависимости коэффициента расхода от величины $\frac{D_1 V_{11}}{\mu_1}$ (см. рис. 31), независимо от рода взятой жидкости. В то же время сравнение двух кривых, полученных для различных, но возможно более подобных в геометрическом отношении измерительных приборов, обычно показывает между ними заметное расхождение, особенно если сравнению были подвергнуты продажные диафрагмы с большим отношением диаметров $\frac{D_2}{D_1}$, трубки Вентури или сопла. Это происходит, повидимому, из-за невозможности обеспечить при изготовлении точное подобие приборов, особенно в отношении сравнительной шероховатости смоченной поверхности. С другой стороны, в области больших чисел Рейнольдса коэффициент расхода мало зависит от всех перечисленных выше влияний (см. ниже), хотя и в этом случае он сильно колеблется для разных типов измерительных приборов.

Отсюда следует, что эмпирические результаты достаточно надежны только при больших значениях $\frac{D_1 V_{11}}{\mu_1}$ (примерно выше 10 000); в других же случаях, а также всегда при проведении точной работы

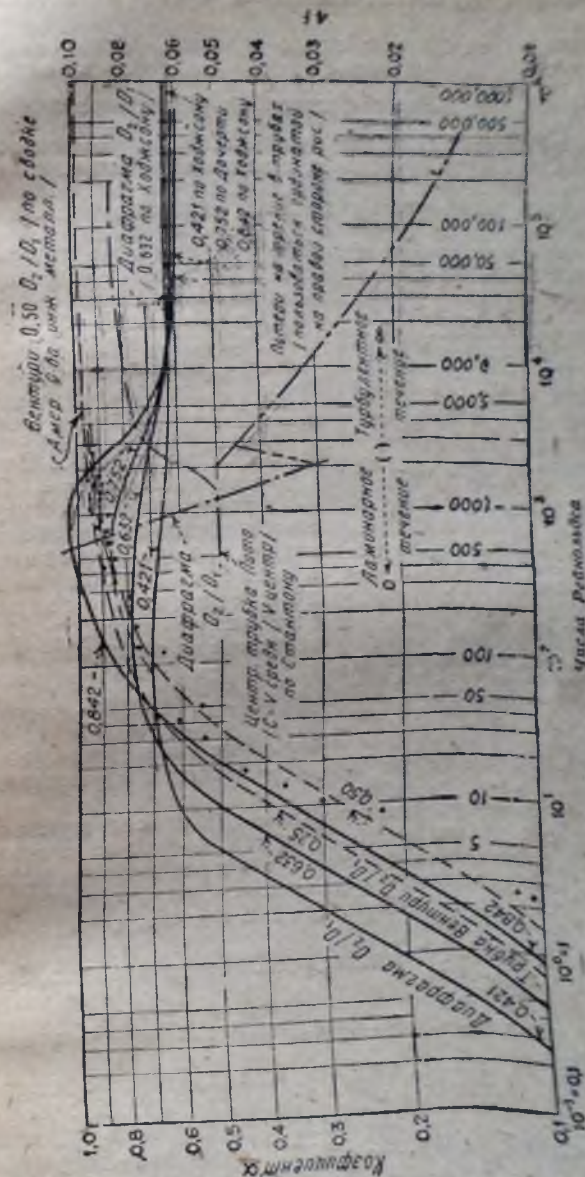


Рис. 31. Коэффициенты расхода в из уравнения (9) для трубок Вентури и для диафрагм с фланцевыми отверстиями, расположенными симметрично в трубах разного диаметра. D_1 и D_2 — диаметры трубы и отверстия диафрагмы или сопла в м. V_1 и V_2 — скорости верхней части течения и в отверстии, т. е. у д. вес жидкости (кг/м^3) и в верхней части течения μ_1 и μ_2 — вязкость в $\text{кг/м}^2 \cdot \text{сек}$, $\mu = 0.01 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{сек}$.

следует калибровать данный испытательный прибор какой-нибудь жидкостью.

Большинство из опубликованных до недавнего времени коэффициентов различных измерительных приборов относилось к большим значениям $\frac{D_1 V_1 \eta_1}{\mu_1}$. При измерении жидкостей, обладающих большой

кинематической вязкостью (μ/ρ), напр. масел, газообразного водорода и т. п., весьма важно до применения этих коэффициентов вычислить $\frac{D_1 V_1 \eta_1}{\mu_1}$, чтобы иметь возможность убедиться в их применимости.

Коэффициент уравнения (8). Для трубок Вентури коэффициент α для любой жидкости может быть найден из рис. 31 с точностью, соответствующей измерениям без калибровки. [Smith, Mech. Eng., 52, 968 (1930)]. Трубки Вентури обычно конструируются для работы при числах Рейнольдса выше 10 000. При этом оказывается достаточно удовлетворительным обычно применяемое значение $\alpha = 0,98$.

Для остроугольных и круглых диафрагм из тонкой пластинки, расположенных в центре трубопровода и имеющих фланцевые отверстия (стр. 884), величина α может быть найдена из рис. 31; в сильно турбулентной области ($\frac{D_1 V_1 \eta_1}{\mu_1} > 50\,000$) изменение α в зависимости от отношения D_2/D_1 показано на рис. 32. D_2/D_1 — диаметр диафрагмы/диаметр трубы.

Рис. 32. Примерное измерение коэффициента α из уравнения (8) для диафрагм в трубопроводах при $\frac{D_1 V_1 \eta_1}{\mu_1} > 50\,000$.

R. P. 49 — Bur. Standards, Research Paper 49; E. S. S. — E. S. Smith jr. Trans. Am. Soc. Mech. Eng., HYD 52, 89 (1930); J. L. H. — J. L. Hodgson, Proc. Inst. civil Eng. 204, 4166 (1917)

отношения D_2/D_1 показано на рис. 32. D_2/D_1 — диаметр диафрагмы/диаметр трубы.

Если же применяются измерительные трубки с отверстиями в сужении (или при любом положении отверстия вниз по течению, если отверстие для измерения давления вверх по течению находится на расстоянии 1—2 диаметров трубы от пластинки диафрагмы), то на рис. 33 [Svrtzglass, Trans. A. S. M. E. 44, 919, (1922)] даны

обозначения $\alpha/\sqrt{1 - \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2}$. Диаграмма рис. 33 приложима лишь, при значениях $\frac{D_1 V_1 \eta_1}{\mu_1} > 10\,000$. При меньших значениях $\frac{D_1 V_1 \eta_1}{\mu_1}$ можно

использовать рис. 31 для нахождения α в приборах с отверстием в суженной части. В обычных расчетах чаще всего считают $\alpha = 0,60 - 0,61$ как для приборов с отверстиями в фланцах, так и с отверстиями в сужении, в то время как диафрагмы обычно сконструированы для применения при больших числах Рейнольдса.

Не круглые остроугольные диафрагмы (а также эксцентрические круглые диафрагмы) с отверстиями, погруженным в жидкость, имеют в турбулентной области α , равное от 0,595 до 0,62 (т. е. α практически совпадает с значением для калиброванных круглых диафрагм), при условии, что стенки канала расположены от ближайшего угла диафрагмы не ближе $2\frac{1}{2}$ кратного

наименьшего размера отверстия. Более точные величины не могут быть даны без выполнения ряда вышеуказанных условий эксперимента (по этому поводу см. любую книгу по гидравлике). Изменение величины α в зависимости от числа Рейнольдса вероятно одинаково с изменением, найденным для центрированных круглых диафрагм, но имеющиеся данные еще недостаточны для вынесения окончательных суждений. В случае, если диафрагма отличается по форме от поперечного сечения канала, или же значительно удалена от центра трубы, вышеприведенные значения α не зависят от числа Рейнольдса, если S_2/S_1 больше $1/25$. При расположении отверстия вблизи боковых стен канала обычно значение коэффициента получается преувеличенным.

Настоящая остроугольная диафрагма, обращенная скошенным краем вниз по течению, имеет тот же коэффициент, что названная нами остроугольной диафрагма в тонкой пластинке, за исключением

тех случаев, когда $\frac{D_1 V_1 \eta_1}{\mu_1}$ очень мало. [Johansen, Aeronautic Research Committee (Great Britain), Reports and Memoranda № 1252 (июнь 1929)].

Для хорошо выполненных измерительных сопел (стр. 885) с измеренной разницей напоров между двумя неподвижными отверстиями можно использовать кривые рис. 31, составленные для трубок Вентури, если отсутствуют данные о применяемом типе измерительного сопла. Изменение величины α в зависимости от $\frac{D_2}{D_1}$ зависит от формы

сопла; в турбулентной области эта зависимость более значительна, чем для трубок Вентури, особенно если $\frac{D_2}{D_1}$ больше 0,6—0,7 (A. S. M. E. Special Committee Report on Fluid Meters, ч. I, стр. 33). Для хорошо округленных диафрагм с присоединением через фланцы или через

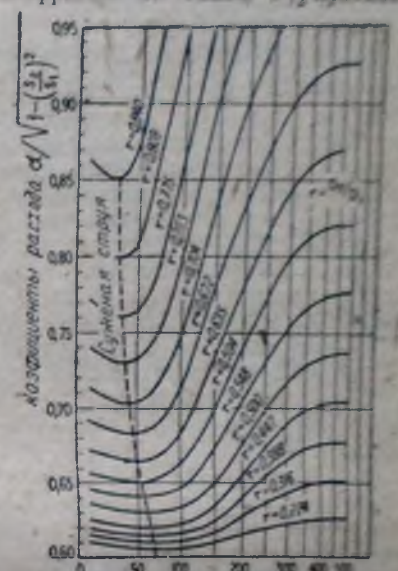


Рис. 33. Коэффициент расхода для остроугольных круглых диафрагм с отверстиями в суженной части

$\frac{D_1 V_1 \eta_1}{\mu_1} > 10\,000$
 D_2 — диаметр диафрагмы; D_1 — диаметр трубы.

суженную часть, коэффициенты будут теми же, что и для измерительных сопел.

Для погруженных трубок Борда и стандартных коротких трубок коэффициенты расхода еще недостаточно исследованы, т. к. нельзя слишком доверять определениям, выполненным с помощью приборов, не подвергнутых специальной калибровке.

Все же в том случае, когда разница напоров измеряется между двумя неподвижными отверстиями, расположенными по обе стороны перегородки, имеющейся в приборе Борда или в короткой трубке, и если при этом приняты обычные обозначения, можно принять величину α равной 0,72 для Борда и 0,82 для стандартной короткой трубки, если длина последней не превышает 2—3 диаметров. Возможно, что очень короткая трубка Борда имеет коэффициент α , приближающийся к величине 0,53, соответствующей свободному вытеканию в измерителе Борда с свободным течением (см. стр. 900).

Если коэффициент расхода для данного типа прибора известен для случая свободного истечения жидкости в газовую среду (см. стр. 897), то соответствующий коэффициент для прибора, погруженного в жидкость в турбулентной области, обычно на 1—20% ниже первого.

Коэффициенты (α') из уравнений (7b) и (9). Коэффициенты α из уравнения (8) может быть переведен в коэффициент α' следующим образом:

$$\alpha' = \frac{\alpha}{\sqrt{1 - (1 - \alpha^2) \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2}} = \frac{\beta}{\sqrt{1 + \beta^2 \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2}},$$

где $\beta = \alpha / \sqrt{1 - \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^2}$; α и α' , практически равны друг другу, если

величина α приближается к единице [т. е. для трубок Вентури и измерительных сопел при больших значениях $\frac{D_1 V_1 \gamma_1}{\mu_1}$ или же при малом

значении $\frac{S_2}{S_1}$ — например для диафрагм с величиной $\frac{S_2}{S_1}$, менее $1/9$

при больших значениях $\frac{D_1 V_1 \gamma_1}{\mu_1}$].

Жидкости 1. Свободное истечение в газонаполненное пространство. Внутри суженной части свободной струи, вытекающей из остроугольной диафрагмы в газовую среду, статический напор практически постоянен в плоскости всего поперечного сечения и равен давлению газа; таким образом статический напор H_p остается одинаковым и не равен $H_p + z$ (где z — потенциальный напор), как это имеет место в случае погружения диафрагмы в жидкость. Следовательно при переходе по направлению течения от верхнего положения к нижнему изменение ΔH в $H_p + z$ для данной частицы жидкости зависит от точки, в которой ею пересекается нижнее (по течению) поперечное сечение (за исключением того случая, когда струя жид-

кости направлена вертикально); таким образом здесь давление не остается постоянным для всех частиц жидкости, как это имеет место при измерениях с погружением. Подобные же условия существуют для струи, вытекающей из отверстия любой формы. Обычно предполагают, что уравнение (5a) (стр. 890) дает скорость в любой заданной точке нижнего (по течению) поперечного сечения, если применяется в уравнении соответствующее значение ΔH ; при этом расход жидкости подсчитывается при помощи интегрирования (ср. Gibson, op. cit.).

После всех преобразований формула для определения расхода жидкости в $m^3/сек$ имеет вид:

$$q = \frac{\alpha' \psi S_2 \sqrt{2g \Delta H}}{\sqrt{1 - [\alpha' \psi (S_2/S_1)]^2}} \quad (10)$$

и напоминают формулу (7b) (стр. 891); здесь

$$\Delta H = H_{p1} - H_{p2} + z_1 - z_2,$$

где z_2 обозначает потенциальный напор в центре нижнего (по течению) поперечного сечения, и ψ обозначает поправочный коэффициент, учитывающий изменение $H_{p2} + z_2$ в плоскости этого сечения. ΔH измеряется в м столба протекающей жидкости; S_1 и S_2 в m^2 . Рис. 34 дает различные пути для теоретического определения ΔH . Величины α' из приведенного уравнения обычно слегка отличаются от соответствующих величин из уравнения (7b). Знаменатель может быть принят равным единице, если $S_2/S_1 = 1/25$ или меньше. В то время как теоретически потенциальный напор z_2 внизу по течению должен быть взят на осевой линии струи в суженной части, на практике часто берут значение z_2 для центра самой диафрагмы, т. к. положение суженной части бывает трудно предвидеть или точно измерить. Влияние этого различия между теорией и практикой очевидно может иметь значение лишь для малых напоров; в этом случае слегка изменяется коэффициент расхода. Большинство подобных коэффициентов для малых напоров было определено для отверстий в вертикальных стенках; в этом случае имеет место очень незначительная разница уровней жидкости в центре отверстия и в суженной части.

Величина ψ равна единице, если струя направлена вертикально вверх или вниз. Для круглых и прямоугольных отверстий в вертикальной плоскости величины ψ приведены в табл. 11.

Если плоскость, в которой имеется отверстие, образует угол β с вертикалью, необходимо подставить ($D_2 \cos \beta$) вместо D_2 и ($L \cos \beta$) вместо L при использовании табл. 11. Очевидно ψ можно считать равным единице во всех случаях за исключением больших отверстий и малых напоров.

Коэффициенты расхода уравнения (10) (свободное истечение только в газонаполненное пространство). Практически единственные экспериментальные данные для не погруженных в жидкость отверстий были получены с водой в качестве испытательной жидкости. Следовательно влияние вязкости на коэффициенты расхода еще недостаточно изучено.

В общем, так же как и при отверстиях, погруженных в жидкость, коэффициент при большой скорости протекания и для больших отвер-

¹ Нижеследующий раздел приложим также принципиально для случая истечения холодного сжатого газа в среду нагретого разреженного газа и наоборот, см. стр. 912.

Таблица 11

Круглое D_2 — диаметр в м		Прямоугольное (две стороны горизонтальны); L — длина вертикальной стороны в м	
$\frac{\Delta H + V_2^2/2g}{D_2}$	ψ	$\frac{\Delta H + V_2^2/2g}{L}$	ψ
0,5	0,960	0,5	0,943
0,6	0,975	0,6	0,966
0,7	0,982	0,7	0,976
0,8	0,987	0,8	0,982
0,9	0,990	0,9	0,986
1,0	0,992	1,0	0,989
1,2	0,994	1,2	0,993

стей зависит, повидимому, главным образом от типа измерительного прибора. При небольшой скорости протекания значения, полученные

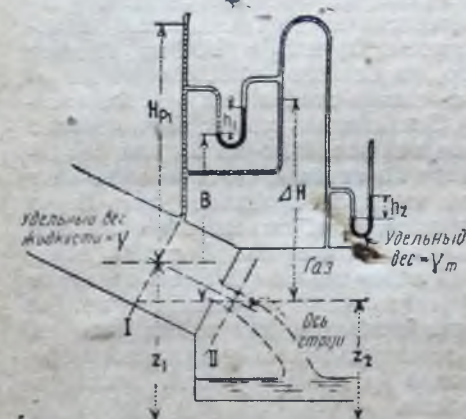


Рис. 34. Истечение жидкости в газонаполненную среду.

$$\Delta H = H_{p1} - H_{p2} + z_1 - z_2 = h_1 \frac{\gamma_m}{\gamma} + B;$$

$$H_{p2} = h_2 \frac{\gamma_m}{\gamma}.$$

(все расстояния в м).

шную струю. До сих пор еще не разработаны удовлетворительные методы подсчета ни для одного из встречающихся на практике случаев. Иногда можно избежать образования воронки путем устройства радиальных направляющих лопастей вблизи отверстия; в этом случае вычисленная скорость струи получается достаточно правильной.

Для круглых или прямоугольных диафрагм в тонкой пластинке величина α' может быть найдена из рис. 35 при

условии, что ближайший угол отверстия находится от любой стенки подводящего жидкостью канала не ближе $2\frac{1}{2}$ -кратного диаметра размера отверстия. Ординаты рис. 35 обозначают $\Delta H + V_2^2/2g$ в м столба протекающей жидкости. Если диаметр отверстия или манор больше, чем значения, приведенные на диаграмме, можно принять $\alpha' = 0,60$.

Для гладких хоршо выполненных измерительных сопел (стр. 885), сопел Вентури, хорошо округленных диа-



Рис. 35. Коэффициенты для течения через прямоугольные диафрагмы с выпуском в газонаполненную среду.

сплошные линии — круглые диафрагмы; пунктирные — прямоугольные.

фрагм и т. д. $\alpha' = 0,98$. Более точные данные для разных типов сопел см. у Фреетман [Trans. A. S. C. E., 21, 303 (1889) и 24, 492 (1891)].

Для кольцевых сопел с остроугольной диафрагмой (см. стр. 887) величины α' приведены в табл. 12.

Таблица 12

Кольцевые сопла

Отношение: диам. отверстия диам. сужения перед кольцом	0,1	0,2	0,4	0,6	0,7	0,8	0,85	0,9	0,95	1,0
α'	0,60	0,61	0,62	0,65	0,68	0,71	0,73	0,77	0,82	0,85

Обрезанные снизу кольцевые сопла имеют обычно меньший коэффициент, чем прямоугольные кольцевые сопла при том же отношении диаметра кольца к диаметру сужения. Были приведены значения, достигавшие всего 0,58; величины коэффициента очевидно сильно колеблются в зависимости от конструкции сопла.

Коническое сопло без сужения с остроугольным входом в плоскости пластинки, поддерживающей сопло (рис. 36), имеет по Castel (см. Gibson, op. cit.) коэффициент α' , изменяющийся с изменением полного угла конуса, как это видно из табл. 13.

Таблица 13

Конические сопла Кастеля

Диаметр при выходе = 15,3 мм, длина сопла = 39,9 мм,
 β = угол конуса (рис. 36)

β	α'	β	α'
0	0,829	13° 24'	0,946
1° 36'	0,866	16° 36'	0,938
3° 10'	0,895	23° 00'	0,914
5° 28'	0,920	40°	0,870
7° 52'	0,929	48° 50'	0,847



Рис. 36. Коническое сопло Кастеля.

Приведенные в таблице данные применимы лишь тогда, когда можно пренебречь скоростью приближения жидкости к соплу.

Устье Борда (стр. 888) при свободном истечении имеет $\alpha' = 0,53$; если прибор целиком заполнен, обычно пользуются величинами α' , данными Bilton (Eng. News, 9 июля 1908), для обратных трубок с длиной, равной $2\frac{1}{2}$ диаметрам.

Диам. в мм	3,2	6,35	9,5	12,7	25,4	38,1	50,8	63,5
α'	0,91	0,87	0,85	0,83	0,79	0,77	0,76	0,75

Для стандартных коротких трубок (стр. 889) $\alpha' = 0,82$ (прибл.).

Газы — статический напор¹. Если отношение абсолютных давлений p_2/p_1 меньше 0,60 (см. также стр. 905), скорость истечения через сужения сопел, через трубки Вентури, через хорошо округленные диафрагмы, через стандартные короткие трубки и т. д. может быть вычислена при помощи следующей формулы для скорости истечения в м/сек:

$$V_2 = \alpha \sqrt{\frac{2g(i_1 - i_2) \cdot 427}{1 - (S_2 v_1 / S_1 v_2)^2}} \quad (11)$$

при условии, что известны статический напор верхней части течения p_1 , соотв. температура T_1 и статический напор нижнего течения p_2 . Формула выводится из уравнения (2) (стр. 873), i_1 и i_2 — полное теплосодержание в ккал/кг (= энтальпия, см. стр. 873), v_1 и v_2 — удельные объемы жидкости в главном канале, соотв. в суженной части, в м³/кг, S_1 и S_2 — обозначают площади поперечных сечений в м². Весовой расход жидкости равен

$$W = V_2 S_2 / v_2 \text{ кг/сек.}$$

¹ Об истечении холодного газа в нагретый газ, см. также примечание на стр. 896.

Уравнение (11) приложимо к любой жидкости независимо от того, обладает ли она внутренним трением при течении или нет, но ее практическое применение ограничено теми жидкостями, тепловые свойства которых можно найти в таблицах (водяной пар, эфир и др.), или же могут быть вычислены (напр. идеальный газ). Для вычисления по таблицам необходимо предварительно знать давление и температуру (и другие свойства в случае влажных паров). Если эти величины могут быть точно измерены для обеих секций I и II (см. рис. 28, стр. 887), то коэффициент α превращается в единицу¹. На практике обычно бывает неудобно или даже невозможно измерять температуру газа в узком поперечном сечении. Поэтому обычно вычисляют i_2 , измеряя p_2 в предположении наличия адиабатического потока без внутреннего трения (постоянная энтропия). Для этой цели удобно пользоваться диаграммой Моллье (см. стр. 120) (диаграмма зависимости энтропии и общего теплосодержания), составленной для исследуемой жидкости.

Если i_2 найдено подобным способом, величина α не равна единице из-за трения.

α из уравнения (11) имеет практически ту же величину, что α из уравнения (8) для жидкостей (стр. 894 сл.).

Если какой-нибудь пар сперва перегрет или же насыщен и высушен, и наблюдаемая величина p_2 , найденная при помощи обычных таблиц или диаграмм, указывает на частичную конденсацию в суженной части, то при пользовании уравнением (11) получаются неверные результаты; если i_2 определяется способом, описанным выше. В подобных случаях было найдено (см. Stodola, op. cit.), что конденсация не происходит в суженной части и пар проходит через без сухим и пересыщенным.

Можно составить специальные таблицы и диаграммы по типу Моллье для пересыщенных паров (см. Stodola), но если они отсутствуют, применение уравнения (13) дает достаточно точные результаты.

Для остроугольных диафрагм и других приборов, у которых p_2 определяется в суженной части, уравнение (11) может быть изменено заменой S_2 через ϵS_2 [ср. уравнения (6а) и (7а) на стр. 891]. Обычно приведенное ниже уравнение (13) применяется для остроугольных диафрагм, т. к. большинство из опубликованных коэффициентов относится именно к ним.

Обычное „теоретическое“ уравнение, выраженное через абсолютные статические напоры p_1 и p_2 и абсолютную температуру T_1 , может быть выведено из уравнения (11) в предположении, что жидкость является идеальным газом [$p v = RT/M$; c_p — постоянная величина; $i_1 - i_2 = c_p(T_1 - T_2)$], исследуемый поток не обладает внутренним трением и течение является адиабатическим процессом.

Последнее предположение делает возможным использовать зависимость

$$\left(\frac{p_1}{p_2}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \frac{T_1}{T_2}$$

¹ Точная величина α по видимому несколько отличается от единицы даже при применении верных значений i_2 и v_2 , т. к. изменение скорости при прохождении через канал не принято во внимание при выведении этой формулы (см. прим. на стр. 896).

где

$$k = c_p / c_v.$$

Отсюда получается, путем ряда сокращений, выражение для линейной скорости (м/сек)

$$V_2 = \alpha \sqrt{\frac{2g \frac{k}{k-1} \cdot \frac{RT_1}{M} \cdot \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}{1 - \left(\frac{S_2}{S_1} \right)^2 \cdot \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{2}{k}}}}, \quad (12)$$

где $R = 848 \text{ кгм/}^\circ\text{С}$, T_1 выражено в абс. градусах, M — молекулярный вес. Если p_2 выражено в кг/м^2 , S_1 и S_2 в м^2 и γ_1 — уд. вес жидкости в верхнем течении в кг/м^3 , то весовой расход жидкости в кг/сек

$$W = \alpha \cdot \gamma S_2 \sqrt{\frac{2g(p_1 - p_2) \gamma_1}{1 - \left(\frac{S_2}{S_1} \right)^2}}, \quad (13)$$

где Y для измерительных сопел и т. п., но не для остроугольных диафрагм, равен

$$Y = \sqrt{\frac{\frac{k}{k-1} [1 - B^{\frac{k-1}{k}}] \cdot B^{2/k} [1 - B]^{-1}}{[1 - (S_2/S_1)^2 \cdot B^{2/k}] [1 - (S_2/S_1)^2]^{-1}}}, \quad (13a)$$

где $B = p_2/p_1$.

За исключением поправочного коэффициента Y уравнение (13) является тем же выражением, что и гидравлическая зависимость для жидкости удельного веса γ_1 (ср. стр. 891).

Если S_2/S_1 равно 25 или больше, знаменатели под корнем в уравнениях (11), (12), (13) и (13a) могут быть отброшены.

Приложение уравнения (13) к газам, сильно отклоняющимся от законов идеальных газов, дает все же удовлетворительные результаты, если γ_1 является действительно правильной величиной удельного веса в верхнем течении и k заменяется показателем из уравнения $p v^k = \text{const}$, который характеризует кривую адиабатического расширения газа.

Для первоначально сухого пара как насыщенного, так и перегретого необходимо принять $k = 1,3$ во всех расчетах с приборами для измерения скорости потока.

Для первоначально влажного пара необходимо принять $k = 1,035 + 0,100x$, где x — начальные свойства пара (влажность).

Типичные значения коэф. Y из уравнения (13), характеризующего расширение газа, приведены на рис. 37. Для сопел подходящей формы, для трубок Вентури и т. п. величина Y может быть вычислена, если требуется, из уравнения (13a). При использовании приборов типа остроугольной диафрагмы, устья Борда и т. п. необходимо экспериментально определить Y .

Наиболее подходящие значения Y для остроугольных диафрагм с отношением диаметров D_2/D_1 от 0,2 до 0,75 для приборов с присоеди-

нением через суженную часть и с отношением D_2/D_1 от 0,2 до 0,75, для фланцевых присоединений получаются при вычислении из формул

$$Y = 1 - \left(\frac{p_1 - p_2}{p_1 k} \right) \left[0,41 + 0,35 \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^4 \right] \quad (14)$$

[Buckingham, Bur. Standards J. Research, 9, 61 (1932)].

Если отношение p_2/p_1 равно не менее 0,8, результаты, полученные при вычислении по формуле (14), получаются с точностью до $\pm 1\%$. Отклонение получается небольшим даже при приближении отношения p_2/p_1 к критическим величинам (см. стр. 905).

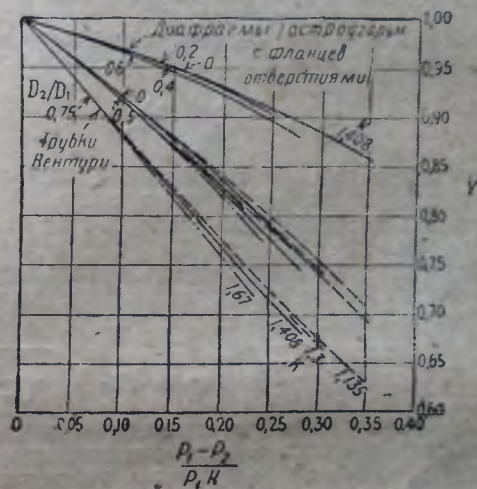


Рис. 37. Фактор расширения Y из уравнения (13) $\frac{D_2}{D_1}$ — отношение диаметра отверстия к диаметру трубы в верхнем течении.

Упрощенные и эмпирические формулы, заменяющие ур-ния (12) и (13). Если падение давления $(p_2 - p_1)$ меньше 10% от величин абсолютного статического напора, возникающего в результате сужения, можно применять нижеследующую несколько более простую формулу вместо уравнения (12), причем ошибка не превышает 1% :

$$V_2 = \alpha \sqrt{\frac{2g \frac{RT_1}{M} \cdot 2,31g \frac{p_1}{p_2}}{1 - (S_2 p_2 / S_1 p_1)^2}}; \quad W = \alpha S_2 \gamma_2 V_2 \quad (15)$$

Это уравнение выведено из уравнения (3) (стр. 874) подстановкой величины $\int v dp$ для случая изотермического расширения без внутреннего трения.

Применение этой формулы не может быть рекомендовано для остроугольных диафрагм с отношением S_1/S_2 менее 25. Можно пока-

заять математически, что в пределах своей приложимости уравнение (15) может быть точно передано выражением

$$V_2 = \alpha \sqrt{\frac{2g \frac{(p_1 - p_2)}{\gamma_m}}{1 - (S_2 p_2 / S_1 p_1)^2}}. \quad (15a)$$

Отсюда:

$$W = \alpha S_2 V_2 \gamma_2 = \alpha S_2 \sqrt{\frac{4gMP_2^2}{RT_1} \frac{(p_1 - p_2)}{(p_1 + p_2)}} \cdot \quad (16)$$

Уравнение (15a) является по существу тем же гидравлическим уравнением, в котором ΔH является напором столба жидкости с удельным весом

$$\gamma_m = \frac{M(p_1 + p_2)}{2RT_1},$$

т. е. с удельным весом газа при среднем арифметическом давлении и температуре, соответствующей верхнему течению.

Для круглых остроугольных диафрагм эмпирически известен [Be an, B u c k i n g h a m and M u r p h y, Bur. Standards, Research Paper, 49 (1929)] расход W для воздуха (а по всей вероятности та же формула верна и для других газов), если в подводящем канале существует турбулентное движение. В этом случае

$$W = \alpha_m S_2 \sqrt{\frac{gM(p_1^2 - p_2^2)}{RT_1 [1 - (S_2/S_1)^2]}} = \alpha_m' S_2' \gamma_m' \sqrt{\frac{2g\Delta H}{1 - (S_2'/S_1')^2}}. \quad (17)$$

Эта формула дает правильные результаты (в пределах 20%) даже при перепадах давлений, приближающихся к критическим величинам (см. выше). При применении этой формулы газ считается эквивалентным жидкости удельного веса γ_m , как это было указано в предыдущем параграфе. Уравнение (17) может быть приложено при любом значении S_2/S_1 .

Для воздуха, проходящего через хорошо округленные отверстия, сопла и т. п., предложено уравнение Флигнера (F l i e g n e r):

$$W = \alpha S_2 \sqrt{\frac{p_2(p_1 - p_2)}{T_1}} \text{ кг/сек}, \quad (18)$$

которое дает приблизительно верные результаты. Здесь T_1 — температура в °К, p_1 и p_2 — давление в кг/см², если S_2 выражено в см² или в кг/м², если S_2 выражено в м². Эта формула неприменима, если отношение S_1/S_2 меньше 25.

Газы. Давление в ударных трубках. Пусть p_1 — давление, измеренное в ударной трубке, вставленной против течения в струю, выходящую из сопла (стр. 886); p_1 выражено в кг/м².

Обозначим через p_2 статический напор в нижнем течении в кг/м². Пусть T_1 — температура в °К, которую приобрел бы газ при адиабатическом сжатии без трения от того состояния, которое он имеет в условиях верхнего течения, до условий, соответствующих статическому напору p_1 . При этом получается ряд формул, отличающихся

от уравнений (11), (12), (13) и (13a) тем, что в них отсутствуют знаменатели и индекс (1) во всех случаях заменен на (2). Тем же уравнением получается, если ударная трубка так расположена в канале верхнего течения, что получается средний отчет давлений, так как во время давления от трения при прохождении через сопло сопла мала, что разница между ударным напором верхнего и нижнего течений экспериментально не может быть найдена [см. Be an, B u c k i n g h a m and M u r p h y, Bur. Standards, Research Paper, 49 (1929)].

Температура T_1 принимается равной температуре, которую показывает термометр, включенный в поток вблизи сопла. Это значение является тем же, которое приводится при определении T_1 в формулах предыдущего параграфа.

В действительности, если скорость верхнего течения довольно велика, отсчеты подобного термометра (с поправкой на излучение) приближаются больше к теоретической величине T_1 , чем к величине T_1 [K i e f e r and S t u a r t, „Principles of Engineering Thermodynamics“, Wiley, New York, 1930].

Если же скорость верхнего течения мала, величины T_1 и T_1 теоретически почти равны. Термометр не должен быть помещаем в струю, выходящую из сопла.

Максимальный расход газов. Критическое отношение давлений. При данных условиях верхнего течения расход газа при прохождении через сопло, трубку Вентури, или диафрагму теоретически возрастает при уменьшении отношения абсолютных давлений p_1/p_2 , пока линейная скорость газа не достигнет в суженной части величины, соответствующей скорости звука в среде того же газа.

Величина p_2/p_1 , при которой достигается эта акустическая скорость, называется критическим отношением давлений B_c . Фактическое давление в действительном сужении не должно быть меньше $p_1 B_c$, даже если в нижнем течении давление значительно меньше.

В случае сопла, трубок Вентури, круглых диафрагм и т. п. величина B_c очень хорошо определяется при помощи следующего теоретического уравнения для идеальных газов, которое выводится из формулы (12) для случая акустической скорости при $\alpha = 1$

$$\frac{k+1}{B_c^{2k}} - \frac{2}{B_c^{k+1/k}} - \frac{k+1}{(S_1/S_2)^2} = 0. \quad (19)$$

Это уравнение может быть упрощено до

$$B_c = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}, \quad (20)$$

если величина S_1/S_2 равна 25 или больше. Величины B_c при 15°, вычисленные из уравнения (20), равны: для одноатомных газов 0,49; для водорода, кислорода, азота, воздуха, HCl, NO 0,53; для хлора, сероводорода, аммиака, метана 0,54; для SO₂, Na₂O, CO₂, C₂H₆, C₂H₄, O₃. Теоретически максимальная величина $B_c = 0,508$.

Для неидеальных газов и паров (если известны их термодинамические свойства), т. е. для вод. пара, аммиака и др. величина B_c может быть вычислена при построении кривой зависимости весового расхода газа W [вычисл. из уравнения (11)] от давления p_2 соответствующего

принятым значениям i_2 (полное теплосодержание газа в нижнем течении).

Максимальное значение W получается при давлении p_2 , соответствующем тому случаю, когда $B_c = p_2/p_1$.

Величина B_c равна около 0,55 для умеренно перегретого водяного пара и около 0,58 — для насыщенного водяного пара.

Особенно в случае округленных диафрагм, сопел и др. может случиться, что наблюдаемое давление газа в нижнем течении p_2 меньше критического значения. В подобных случаях отверстие для определения давления в нижнем течении не дает правильного ответа о фактическом давлении в сужении и p_2 должно быть заменено на $p_1 B_c$, во всех ниже приведенных формулах. Так напр. при $S_1/S_2 \geq 25$ уравнение (12) превращается в

$$W_{\text{max}} = \alpha S_2 p_1 \sqrt{\frac{gkM}{RT_1} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \text{ кг/сек.} \quad (21)$$

Это уравнение должно быть использовано, если измеренное давление p_2 меньше $p_1 B_c$. Соответственно этому при применении в подобных же условиях уравнения (11) величина i_2 в уравнении должна соответствовать $p_1 B_c$, а не наблюдаемому значению p_2 .

Для воздуха уравнение (21) превращается в формулу Флигнера при $p_2 < 0,53 p_1$ и $S_1/S_2 > 25$:

$$W = 0,533 \frac{\alpha S_2 p_1}{\sqrt{T_1}} \text{ кг/сек.} \quad (21a)$$

В обеих формулах T_1 приведено в $^\circ\text{K}$, $R = 848 \text{ кгм/}^\circ\text{C}$, p в кг/м^2 , S — в м^2 , соотв. p в кг/см^2 , при S в см^2 . M обозначает молекул. вес.

Упрощенные и приближенные формулы для насыщенного пара ($p_2 \leq 0,58 p_1$). Уравнение Napier

$$W = \frac{S_2 p_1}{70} \quad (22)$$

служит для приближенной оценки потока.

Уравнение Grashof

$$W = 0,02 S_2 p_1 \quad (23)$$

и уравнение Reauau

$$W = \frac{S_2 p_1}{1000} (19,21 - 0,96 \lg p_1). \quad (24)$$

Во всех трех формулах S_2 выражено в м^2 , p_1 в кг/м^2 , W — в кг/сек . Последние два уравнения дают достаточно точные результаты. Коэффициенты расхода во всех трех формулах могут быть приняты равными единице (т. е. опущены) для округленных диафрагм и хорошо выполненных сопел. Формулы не могут быть использованы для приборов других типов.

Хотя в случае прямоугольных диафрагм также имеет место явление максимального расхода, критическая величина p_2/p_1 , соответствующая этому максимуму, повидимому меньше той же величины для сопла [Hodgson, Trans. A. S. M. E., Fuels and Steam Power, 51,

303 (1929)]. Точное значение критического отношения p_2/p_1 , как не было до сих пор определено¹.

Возможно, что при малом значении p_2/p_1 расход пропорционален p_1 . Без специальной калибровки прямоугольные диафрагмы не следует применять, если p_2/p_1 меньше 0,5.

Коэффициенты расхода для газов. Коэффициенты расхода для сопел, округленных диафрагм, трубок Вентури, стандартных коротких трубок и других аналогичных приборов, которые не имеют сужений в точке, в которой измеряется давление p_2 , оказываются одинаковыми при применении для газов уравнений (11), (12), (13), (15), (16), (21) и для жидкостей уравнения (8) (см. стр. 891), то же самое приблизительно остается верным для α из уравнения (18).

Если применяется сопло с ударной трубкой, установленной в струе (стр. 904), коэффициент α равен 0,99 до 0,995 во всей области турбулентных движений и повидимому изменяется в зависимости от изменения $\frac{D_2 V_1}{D_1 V_2}$ таким же обра-

зом, как и коэффициент из уравнения (8) (для жидкостей).

Для остроугольных диафрагм коэффициенты α из уравнений (13), (15), (16) являются одинаковыми с коэффициентом α из уравнения (8) для жидкостей (см. стр. 894). α_m из уравнения (17) равен 0,60 при всех встречающихся, обычно условиях.

Величины α_m для воздуха, измеренные Beap, Buckingham и Murphy приведены на рис. 38.

Цифры на кривых рис. 38 обозначают отношение D_2/D_1 ; F обозначает отверстия для измерения давления в фланцах, \bar{F} — то же для отверстий в суженной части измерительного прибора (см. стр. 884).

Водосливы

• Если жидкость переливается через перегородку или через отверстие, не смачивая верхней кромки, то перегородка или нижняя часть отверстия называется водосливом. Термины — прямоугольный водослив, треугольный водослив и т. д. относятся обычно к форме отверстия в перегородке.

Иногда этот же термин относится к форме вертикального поперечного разреза перегородки, взятого в плоскости, параллельной направлению потока. За исключением тех случаев, когда это специально

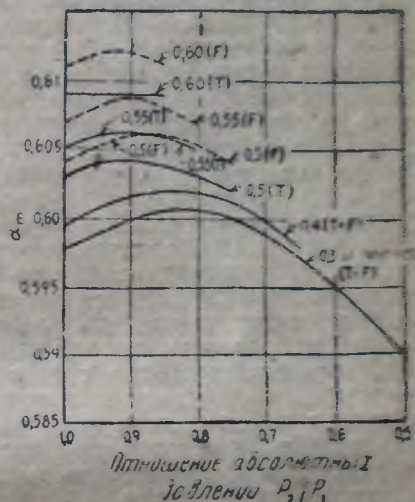


Рис. 38. Коэффициенты расхода для уравнения (17).

¹ См. у Schiller, Forschung-Gebiete Ingenieurwiss. 4, 128 (1933).

оговорено, все водосливы, рассматриваемые в настоящем разделе, имеют плоскую перегородку (в направлении против течения); эта перегородка перпендикулярна дну и боковым стенкам канала.

Остроугольные водосливы имеют углы, подобные остроугольным диафрагмам (см. стр. 883). Если углы водослива, направленные против течения, прямые и острые, перегородка может иметь толщину (около углов) до одной трети напора у водослива без влияния на величину расхода газа (жидкости). Водосливы с отверстиями делаются обычно остроугольными. Водосливы, не входящие в группу остроугольных, принадлежат по большей части к группе, носящей название водосливов с широким порогом; более подробное описание последней группы приведено в руководствах по гидравлике.

Теория водослива очень похожа на теорию истечения газа через отверстие в среду, заполненную газом; действительно, водослив можно рассматривать как диафрагму, работающую при столь малом напоре, что отверстие оказывается незаполненным (изложение теории водослива см. например у Gibson, *Hydraulics and its Applications*). Работа водослива также во многом напоминает характерные особенности работы диафрагм; так например слой вытекающей через водослив жидкости обычно сжимается после переливания через углы отверстия совершенно так же, как струя, проходящая через диафрагму. Степень сжатия может быть уменьшена с соответствующим увеличением расхода жидкости при данном напоре, если округлить углы водослива, направленные против течения, и т. д. Различие между водосливом и приборами для измерения расхода по напору (стр. 875 сл.) состоит в следующем: в измерителях расхода по напору площадь отверстия, через которое проходит жидкость, постоянна и не зависит от напора; в водосливах же площадь этого отверстия изменяется в зависимости от напора.

Приближенно можно рассматривать уравнение (10) (стр. 897) как типичное для водослива, если рассматривать площадь S_2 как функцию напора ΔH .

Водослив называется погруженным („затопленным“), если уровень жидкости в канале вниз по течению стоит выше нижнего края водослива. Погруженные водосливы не подходят для измерительных целей и не будут здесь рассмотрены.

Приложимость формул для водосливов. Почти все формулы для водосливов, применяемые на практике, были выведены эмпирически из ряда определенных экспериментальных данных по истечению воды. Ни одна из этих формул не может быть использована без знания экспериментальных условий, при которых применение их вполне приложимо. До сих пор не существует достаточных данных для точного разрешения вопроса, подчиняются ли другие жидкости тем же формулам, что вода. Размерный анализ в данном случае (за исключением V-образных отверстий) не приносит той же пользы, которую он приносит в случае погруженных диафрагм [см. Gibson, *l. c.*, стр. 118 сл.; см. также Lindquist, *Trans. A. S. C. E.*, 93, 999 (1929); изложение работ Schoder и Turner]. Имеются указания, что изменение вязкости лишь незначительно влияет на скорость истечения. Когда требуется точность, особенно в случае весьма вязких жидкостей, крайне желательно калибровать водосливы. Это особенно верно в отношении приборов небольшого размера.

Во всех случаях удовлетворительные результаты измерения могут быть получены только тогда, когда перед водосливом имеется для жидкости канал необходимой длины и ширины, обеспечивающий регулярное и слабое течение над поверхностью водослива. Обычно водосливы дают ошибочные результаты, если слой перетекающей жидкости не кажется прозрачным при просмотре сверху или со стороны нижнего течения. Поэтому, если перетекающий слой жидкости „журчит“, нельзя полагаться на полученные формулы и даже после калибровки нельзя доверять результатам измерения.

Примечание: Обзор данных и формул о водосливах приведен у Schoder and Turner, *Trans. A. S. C. E.* 93, 999 (1929), а также в дискуссии по поводу этой статьи. По поводу измерений с различными отверстиями, см. Cone, *U. S. Dept. Agr., J. Agr. Research*, 5, 1051 (1916).

Для измерения напора при помощи водослива определяют высоту уровня жидкости в канале в точке, достаточно отдаленной от водослива, вверх по течению во избежание падения уровня вследствие перекачки жидкости непосредственно над водосливом. Для этой цели обычно присоединяется к каналу резервуар (см. стр. 854), снабженный поплавком, для измерения напора. Необходимо точно соблюдать условия для определения статического напора при присоединении резервуара к каналу (стр. 876).

Прямоугольные водосливы имеют один горизонтальный край (ребро) отверстия. Напор H измеряется по вертикальному расстоянию между ребром и поверхностью жидкости в подводящем канале (верхнее течение). Для отверстий этого типа с заостренными краями обычно применяется формула Francis

$$q = 1,83 (L - 0,2H) H^{3/2} \quad (25)$$

$$q = 0,415 (L - 0,2H) H^{3/2} \sqrt{2g}, \quad (25a)$$

где L — длина ребра (ширина водослива) в m ,

H — напор в m .

[Уравнение (25a) является другой формой уравнений (25).] Если один из вертикальных краев прореза устроен так, что со стороны этого края струя не испытывает заметного сжатия, то можно заменить выражение $(L - 0,2H)$ на $(L - 0,1H)$. Если то же условие соблюдается для обеих сторон струи, можно заменить приведенное выражение в скобках через L . В последнем случае прибор называется „приплюснутым водосливом“ (водослив без бокового сжатия). Если скорость приближения жидкости заметна на-глаз, выражение $H^{3/2}$ в вышеприведенной формуле необходимо заменить через

$$\left[\left(H + \frac{V_1^2}{g} \right)^{3/2} - \left(\frac{V_1^2}{g} \right)^{3/2} \right],$$

где V_1 — обозначает среднюю линейную скорость в $m/сек$ в подводящем канале и $g = 9,81 m/сек^2$ — ускорение силы тяжести. Значение V_1 обычно может быть определено достаточно точно при помощи предварительного подсчета без учета поправки на скорость приближения жидкости. Формула Francis дает результаты, совпадающие с опытными в пределах 3% или меньше, если:

1) L больше, чем $2H$;

2) скорость приближения жидкости равна или меньше 0,3 $m/сек$.

3) высота ребра над дном канала, подводящего жидкость, равна не менее $3H$ и

4) H равно не менее $0,09$ м. В случае сужения струи вблизи одного из вертикальных краев это сужение оказывается меньшим, чем это предусмотрено по формуле, за исключением тех случаев, когда расстояние ближайшей стенки канала, подводящего жидкость, от данного края равно не менее $2H$.

Узкие прямоугольные водосливы ($H \geq L$), как было экспериментально найдено, дают довольно точно 90% расхода жидкости, подсчитанного по формуле Francis для приплюснутых водосливов.

Если ребро водослива без бокового сжатия имеет достаточно широкую ($3H$ или больше) плоскую горизонтальную площадь, струя образует во время последней части своего пути поверх ребра горизонтальный плоский поток достаточно равномерной толщины h (м) (см. рис. 39). Для подсчета расхода жидкости при применении водосливов с широким порогом подобного рода с прямыми краями, направленными против течения, следует применить формулу Francis для водосливов без бокового сжатия с заменой коэффициента $1,83$ на $1,49$ до $1,43$. Большее значение относится к толщине

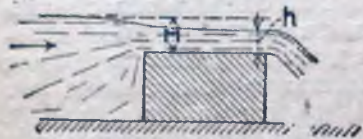


Рис. 39. Водослив с широким хребтом.

ребра водослива около $3H$; с увеличением ширины величина коэффициента падает.

Теоретически толщина слоя жидкости над ребром водослива равна $\frac{2}{3}H$ (в точке, в которой свободная поверхность струи горизонтальна).

Треугольные или V-образные водосливы. Так называются водосливы с V-образными прорезами в перегородке, направленными своей вершиной книзу, и со сторонами, наклоненными под одинаковым углом к вертикали. Для подобных водосливов остроугольного типа G g e v e [Eng. News-Record, 105, 166 (1930)] привел следующие формулы для воды:

$$W = 1331 \left(\operatorname{tg} \frac{\beta}{2} \right)^{0,986} H^{2,47} \text{ кг/сек} \quad (26)$$

$$q = 1,33 \left(\operatorname{tg} \frac{\beta}{2} \right)^{0,986} H^{2,47} \text{ м}^3/\text{сек} \quad (26a)$$

Здесь β обозначает вертикальный угол прореза, H (в м) — высоту, измеренную от вершины прореза до поверхности жидкости в канале. Угол β менялся в пределах от 25 до 118° ; величина H изменялась от $0,05$ до $0,4$ м. Вершина V-образного прореза была во всех опытах более чем на $1,2$ м выше дна канала, подводящего жидкость. Скорость приближения жидкости была ничтожной. Результаты согласуются с данными более старых исследователей.

Gibson (loc. cit.) получил нижеследующую формулу, применимую к любой жидкости:

$$\frac{q\gamma}{\mu H} = B \left(\frac{H^3 q \gamma^2}{\mu^2} \right)^{0,493} \quad (27)$$

где $B = 0,575 \left(\operatorname{tg} \frac{\beta}{2} \right)^{0,986}$; H и β имеют то же значение, что и в вышеприведенных выражениях, все другие обозначения согласованы с принятыми обозначениями (см. стр. 889). Таким образом для других жидкостей, кроме воды, может быть использована формула (26a), если умножить полученные результаты на

$$\left(\frac{Z}{\delta} \right)^{0,02}$$

где Z — относительная вязкость и δ — относительный уд. вес исследуемой жидкости (по воде).

Эта поправка обычно столь мала, что ею можно пренебречь.

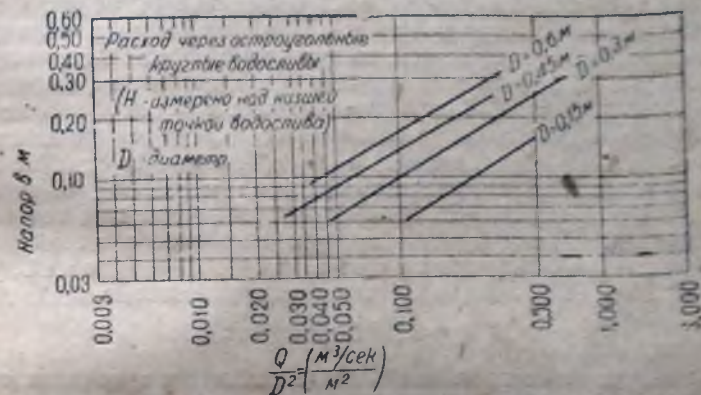


Рис. 40. Расход жидкости через водосливы с круглым прорезом.

Трапецевидный водослив Чиполетти является также остроугольно прорезанным водосливом с горизонтальным ребром, причем стороны прореза наклонены вверх и наружу. Наклон был выбран таким образом, что для этого водослива остается достаточно точной сравнительно простая формула Francis для водосливов без бокового сжатия

$$q = 1,83 L H^{3/2}$$

где L — длина ребра (м); H — напор на водосливе (м); q — объемный расход ($\text{м}^3/\text{сек}$).

Круглые или полукруглые водосливы обычно не применяются, так как для них получено очень мало опытных данных. Иногда возникает необходимость в получении подобных данных, например в том случае, если применяется остроугольная диафрагма и напор столь мал, что отверстие в диафрагме заполнено не полностью. Соответствующие данные приведены на рис. 40 (Cope, l. c.). Напор H измеряется от нижней точки круглого отверстия. Скорость жидкости в подводящем канале в опытах, на основании которых построена диаграмма, была ничтожна. Линии приведены лишь в пределах, измеренных упомянутыми опытами.

Можно также сконструировать водосливы с расходом жидкости, прямо пропорциональным напору.

Наиболее простым из подобных водосливов является водослив „с обратным прорезом“.

Ребро прореза в этом случае делается горизонтальным, стороны же изогнутыми, с выпуклостью внутрь — с таким расчетом, чтобы $L\sqrt{h} = B$ было постоянной величиной. Здесь L — ширина прореза на высоте h над ребром. Расчетная формула, пригодная для этого специального типа прореза при измерении расхода воды, имеет вид

$$q = 0,23 BH,$$

где H — напор, измеренный над ребром прореза; величина q дана в $\text{м}^3/\text{сек}$, величины h , L и H — в м . При конструировании подобного водослива необходимая величина B отыскивается подстановкой желательных наибольших значений q и H в приведенную выше формулу.

Изогнутые остроугольные водосливы с ребром в горизонтальной плоскости (т. е. переливные трубки, заполненные не нацело), как и можно было ожидать, приближенно подчиняются формуле Francis для водосливов без бокового сжатия, если радиус кривизны достаточно велик. Если радиус меньше 0,325 м , имеющиеся скудные опытные данные указывают, что значения расхода жидкости, полученные с помощью формулы Francis, заметно преувеличены при течении жидкости радиально наружу или внутрь. Наиболее обычной формулой для радиально внутреннего течения [Gourley, Proc. Inst. Civil Eng., Pt. 2, 297 (1910)] является приближенно

$$q = 1,46 LH^{1,4} \text{ м}^3/\text{сек},$$

которая может быть приложена для всех напоров, начиная от одной пятой величины диаметра изгиба водослива. L обозначает длину (периметр) ребра водослива в м , и H — напор в м над ребром. Рассматривая расход жидкости, вытекающей через переливную трубку из спокойного резервуара, никогда не следует забывать, что фактический расход жидкости в значительной мере зависит от рода и скорости движения жидкости в резервуаре. Поэтому все формулы, не основанные на данных, полученных с помощью аналогичных приборов при совершенно тех же условиях измерения, могут считаться только грубо приближенными. Для больших напоров переливные трубки можно рассматривать как устье Борда, заполненное нацело (см. стр. 888, 900).

Для „радиально внешнего течения“ (напр. при течении через край цилиндрического сосуда и т. п.) приводится формула

$$q = 1,26 LH^{1,3} \text{ м}^3/\text{сек},$$

которая приблизительно верна для напоров менее 0,03 величины диаметра сосуда. Здесь q — $\text{м}^3/\text{сек}$; L — м и H — м [Proc. A. S. C. E. 32, 479 (1906)].

Приложение формул, выведенных для водосливов, к газам. Если какой-нибудь газ A течет в камеру, заполненную другим газом B , поток газа A обычно остается заметным внутри камеры на определенном участке. Если плотность газа A больше, чем B , то газ A опускается на дно камеры и течет по дну совершенно так же, как жидкость в открытом канале. Поведение этого газа при протекании через

встречный водослив и другие препятствия может быть изучен с помощью тех же формул, которые были выше приведены для жидкостей, причем напор выражается в метрах протекающего газа.

Аналогично, если плотность газа A меньше, чем у газа B , то газ A протекает вдоль потока камеры и условия его движения через встречающиеся на пути препятствия, свисающие с потолка, могут быть легко выведены из перевернутой диаграммы, составленной для течения жидкости через препятствие, аналогичное тому, которое свисает с потолка, но лишь возвышающееся над полом камеры. Так например при перевертывании рис. 39 можно получить диаграмму для движения нагретого газа вдоль верхнего свода печи под перегородками свода по направлению к вытяжной трубе. То же значение легко получается при впуске водорода в бутылку с газом. Проф. В. Е. Грум-Гржимайло, „Пламенные печи“, ч. II, блестяще использовал этот принцип при проектировании печей.

Для течения нагретого газа при температуре t ($^{\circ}\text{C}$), протекающего под широкой перегородкой (ширина L (м), измеренная перпендикулярно направлению потока газа) толщина слоя газа h (м) под перегородкой равна (см. рис. 39 в перевернутом виде)

$$h = A \sqrt[3]{\frac{q^2}{L^2 - 1}} \quad (28)$$

где q — расход протекающего газа в $\text{м}^3/\text{сек}$ при температуре t и A — константа (табл. 14).

Таблица 14

Знач. h (м)	Значения A ($^{\circ}\text{C}$)				
	0,5	1,0	2,0	3,0	—
0,3	3,20	3,41	3,51	3,62	3,73
0,4	3,07	3,34	3,51	3,61	3,72
0,5	2,95	3,27	3,43	3,59	3,70
0,6	2,75	3,20	3,43	3,58	3,69
0,75	2,71	3,06	3,36	3,56	3,66
1,00	2,43	2,95	3,28	3,50	3,70

Подробности, включая и использование моделей при изучении условий потока газов в печах, см. у Грум-Гржимайло (1 с.).

Анемометры и газометры

Анемометром может быть любой прибор, служащий для измерения скорости газа, напр. трубка Пито, но обычно термин прилагается только к одному определенному типу, описание которого приводится ниже.

Крыльчатый анемометр состоит из счетчика оборотов с хорошо пришлифованными подшипниками. Счетчик приводится во вращение от небольшой вертушки (ветряной мельницы), выходящей обычно от 75 до 100 мм в диаметре и состоящей из плоской или слегка изогнутой, и расположенных радиально лопастей. Для остановки и пуска счетного

механизма анемометр снабжается подходящим приспособлением, подобным тому, которое имеется в секундомерах. Во время измерения прибор помещается так, чтобы ось вертушки была параллельна направлению потока газа; затем одновременно запускаются счетный механизм и секундомер и через определенный промежуток времени оба механизма вновь останавливаются. Отсчеты анемометра (M), деленные на отсчеты секундомера (сек.), дают непосредственно величину линейной скорости газа в канале ($M/\text{сек}$) в том месте, в котором расположен прибор.

Если требуется определить среднюю скорость газового потока в канале, необходимо произвести промер в нескольких точках сечения канала (см. стр. 880). Во всех случаях следует помещать анемометр в свободной струе газа подальше от всяких предметов, не встречающихся нормально внутри газовых каналов.

Применение крыльчатого анемометра принципиально ограничено измерением таких скоростей газов, которые слишком малы для измерений при помощи обычных приборов или трубок Пито (меньше $6 M/\text{сек}$ для воздуха при 1 ат). Но тот же анемометр может быть использован и для больших скоростей (до $12 M/\text{сек}$) с точностью, не превышающей $\pm 3\%$. Таким образом применение крыльчатых анемометров допускается для грубых измерений.

Большинство этих анемометров требует особо тщательного ухода, т. е. достаточно даже небольшого толчка для нарушения правильности показаний. Если прибор незадолго до измерения не прошел проверочной калибровки, или если не известна история прибора, т. е. время, прошедшее после последней калибровки, то полученные отсчеты не заслуживают никакого доверия.

Конечно крыльчатые анемометры не могут быть применены при работе с корродирующими газами.

Чашечный анемометр Робинсона давно уже применяется метеорологами; он состоит из четырех полушаровых чашечек, смонтированных на легких перекладинах, расходящихся радиально от втулки, которая свободно вращается вокруг вертикальной оси. Чашечки расположены таким образом, что в то время как одна из них обращена вогнутостью к ветру, другая, диаметрально противоположная первой, обращена к ветру выпуклой стороной.

В „International Critical Tables“ приведена следующая расчетная формула, относящаяся к американскому анемометру Бюро погоды (чашечки — диаметр — 100 мм , центр чашечек на расстоянии 168 мм от оси вращения):

$$\lg V = 0,122 + 0,9012 \lg V_1,$$

где V и V_1 (в км/час) — истинная и „наблюдаемая“ скорости воздуха. V_1 равняется утроенной линейной скорости центра чашечек, т. е. равно $0,120 n$, где n — число оборотов чашечек в минуту.

Анемометр с нагретой проволокой состоит в основном из тонкой (обычно — платиновой) проволоки, обогреваемой электричеством, которая подвергается действию тока воздуха, скорость которого требуется измерить. При прочих равных условиях увеличение скорости тока воздуха увеличивает и величину теплоотдачи от проволоки к воздуху, т. е. приводит к охлаждению проволоки. Но охлаждение проволоки влечет за собой изменение ее электрического сопро-

тивления, которое может быть измерено включением соответствующего прибора в цепь.

Разница между различными типами анемометров с обогреваемой проволокой состоит, главным образом, в схеме включения электрической цепи и электроизмерительных приборов.

В наиболее простом типе [King, Trans. Roy. Soc. (London) [A] 214, 373 (1914)] в обогреваемой проволоке поддерживается постоянная вольтаж; таким образом сила тока в цепи является мерой скорости прохождения газов. Более подробно различные типы анемометров с обогреваемой проволокой описаны у Райнелль (Rappell, The Measurement of Fluid Velocity and Pressure, London, 1921).

Во всех случаях соотношение между электрическими отсчетами и скоростью проходящего газа или воздуха может быть найдено только путем калибровки.

Анемометры с обогреваемой проволокой применяются обычно для измерения скорости течения газов, но они могут быть также перестроены для измерения жидкостей. Обычно толщина нагретой проволоки весьма незначительна по сравнению с шириной канала, и для определения средней скорости течения в газотоке необходимо преобразовать ряд последовательных измерений (см. стр. 880).

Термин измеритель потока газа приложен к ряду механических приборов, служащих для измерения скорости течения жидкостей в открытых каналах. Большая часть этих измерительных приборов в основном устроена так же, как чашечный или крыльчатый анемометры, но конструкция их более прочна. Подробнее с этим вопросом можно ознакомиться в руководствах по гидравлике. Термин этот иногда применяется и к техническим водомерам.

Показания большей части анемометров и других приборов для измерения скорости потока зависят в большой мере от степени турбулентности (завихрения) потока. Поэтому чрезвычайно важно, чтобы калибровка этих приборов проводилась в точно тех же условиях, в которых производится измерение.

Различные механические измерители течения

Нижеописанные измерительные приборы предназначены для измерения общего расхода жидкости, протекающей за определенный отрезок времени. В этом отношении они отличаются от большинства описанных выше приборов, которые регистрируют фактическую скорость течения в данный момент, хотя и они могут быть часто использованы для измерения общего расхода жидкости. В большинстве приборов, описываемых в этом разделе, движущиеся металлические части находятся в соприкосновении с потоком жидкости; поэтому применение этих приборов для измерения корродирующих жидкостей невозможно без специальных приспособлений.

Разнообразие применяемых на практике измерительных приборов этого типа столь велико, что совершенно невозможно описать их все и приходится ограничиться лишь главнейшими типами.

Мокрые газомеры (рис. 41) точно измеряют объем протекающего газа даже при минимальных скоростях прососа газа.

Внутри цилиндрического литого кожуха, частично заполненного жидкостью, находится барабан, вращающийся вокруг горизонтальной

оси; поперечное сечение (вертикальное) этого барабана изображено на рис. 41. Из рис. 41 видно, что газ входит внутрь барабана через втулку и может далее направляться только в отделение А, так как отверстия *b*, *c* и *d* других секций закрыты жидкостью. Поэтому просос газа заставляет барабан вращаться в направлении, указанном стрелкой. Благодаря вращению отверстие *a*, через которое газ вошел в секцию А, быстро перекрывается, и газ начинает входить в секцию В; одновременно открывается также отверстие *a'*, через которое газ из секции А уходит во внешнюю часть кожуха. Очевидно вращение барабана продолжается до тех пор, пока просасывается газ, и может быть использовано для соединения с счетчиком числа оборотов. Ввиду того что каждый оборот барабана соответствует прососу вполне определенного объема газа (измеренного при давлении и температуре внутри газомера в атмосфере, насыщенной парами затворной жидкости), шкала счетчика может быть легко прокалибрована для непосредственного отсчета объема прошедшего газа.

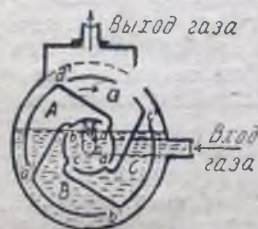


Рис. 41. Мокрый газомер.

Для получения удовлетворительных результатов при работе с мокрым газомером поверхность затворной жидкости внутри аппарата должна во время измерения находиться точно на том же уровне в кожухе, что и во время калибровки. Поэтому каждый измеритель снабжен наклонной трубкой для измерения уровня, заполненной спиртом или другой подходящей жидкостью, и боковым стеклом для точного определения положения жидкости внутри кожуха. Быстрое течение газа может привести к ошибкам отсчета, благодаря образующимся в кожухе волнам затворной жидкости, совпадающим с частотой циклов открывания и закрывания различных отверстий. Поэтому для измерения быстрых потоков газа необходимо поместить в трубопроводе какое-нибудь приспособление для гашения волн (напр. компенсатор в виде воздушного мешка). Затворной жидкостью в газомерах является обычно вода, хотя любая другая некорродирующая жидкость также может быть применена при условии, что она не взаимодействует с пропускаемым газом.

При очень точных измерениях необходимо учитывать давление пара затворной жидкости и вычислять объем сухого газа из данных об объеме влажного газа, измеренного в газомере.

Измерители для жидкости, в принципе устроенные наподобие мокрых газомеров, также находят практическое применение. Их устройство и способ применения становятся ясными при переворачивании схемы рис. 41 верхней частью вниз. В перевернутой диаграмме заштрихованная часть заполняется газом, а незаштрихованная часть — жидкостью, подлежащей измерению.

Сухие газомеры являются наиболее употребительными для измерения светильного газа в домашнем хозяйстве и в промышленности. Два эластичных сосуда соединены автоматическими кранами с главным газопроводом и поочередно заполняются и опорожняются во время прососа газа через прибор. Движение, возникающее в результате расширения газа сперва в одном газовом отделении, затем в другом

передается счетному механизму. Оба сосуда закаливаются в воде, на котором установлена шкала прибора.

Эти измерительные приборы не обладают большой точностью. При их применении необходимо знать температуру и статистический напор газа в газомере для пересчета весового или объемного расхода газа, отсчитанного прибором, на какие-либо стандартные условия.

Употребление сухих газомеров в условиях температуры и давления, отличающихся от условий, имевших место во время калибровки, в высшей степени нежелательно.

Водомеры с вращающимся диском

Чаще всего употребляются в американских городах в домашнем хозяйстве для измерения расхода воды. Внутри внешнего кожуха, на котором смонтирована шкала для отсчета и который служит для защиты прибора, помещена камера А (рис. 42) с конической верхней частью и дном. В камере находится подвижный плоский эбонитовый диск В, укрепленный на центральном шаровом выступе С, каждое движение которого передается прибору при помощи шипа Е.

В диске имеется радиальный прорез, в который входит неподвижная перегородка D. Конец шипа Е может двигаться лишь по кругу заданного диаметра около рычага, соединенного с частью прибора, ведущей к измерительной шкале; перегородка D не допускает никакого вращения диска вокруг своей оси; поэтому единственным возможным движением диска остается движение, подобное движению веретена во время окончания прядения. При правильном выборе угла наклона конусов крышки и дна внутренней камеры внутренняя поверхность диска будет касательной по радиусу к верхнему конусу, противоположный же радиус нижней поверхности диска будет касательной к нижнему конусу. Вода, входя в камеру А через отверстие и, может выйти из отверстия и только при движении эбонитового диска.

Как показывает само их название, дисковые водомеры обычно применяются только для измерения воды, хотя они же могут быть использованы и для измерения расхода любой другой жидкости, не действующей на материал прибора. Измерять расход горячей жидкости при помощи приборов этого типа не следует, так как эбонитовый диск подвержен порче под действием повышенной температуры. При применении этих приборов можно достигнуть достаточной точности при условии частых проверочных калибровок в точно тех же условиях давления, скорости течения и температуры, в которых производятся измерения. Все же, если во время измерения скорость течения, давление или температура резко меняются, точность измерения дисковых приборов безусловно недостаточна из-за неизбежных прососов.

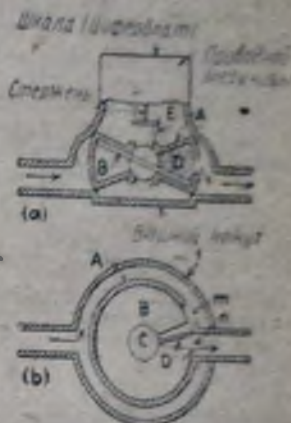


Рис. 42. Водомер с вращающимся диском.

Импульсные колесные измерители (называемые также скоростными или поточными) служат для измерения расхода жидкости, которая, протекая через прибор, заставляет двигаться очень тонко смонтированную маленькую турбинку или лопастное колесо, соединенное с счетным механизмом. Эти измерительные приборы применяются лишь для измерения большого расхода жидкости. В некоторых случаях они вообще не могут давать ясных отсчетов при скорости жидкости ниже определенной величины.

Поршневые измерители подобны двум поршневым насосам двойного действия, работающим в обратном направлении. Обычно золотники одного цилиндра приводятся в движение от поршня второго цилиндра и управляют последовательным всасыванием и выталкиванием жидкости из обеих сторон цилиндров. В каждый данный момент движется только один из поршней. Счетный механизм приводится в движение от одного из поршней. Поршневые измерители обычно не очень точны, но зато они могут быть с успехом использованы там, где другие типы приборов оказываются непригодным, напр. для измерения расхода горячей воды.

Измерение расхода с помощью внешней энергии или материалов

Термические измерители. Предположим, что жидкость, протекающая через канал с постоянным весовым расходом W кг/сек, получает извне тепло в размере Q' ккал/сек. Тогда уравнение (2) стр. 873 превращается в

$$J \frac{Q'}{W} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + (z_2 - z_1) + J(i_2 - i_1)$$

при условии отсутствия насоса, т. е. $W_0 = 0$.

Если температура, статический напор и площадь сечения канала могут быть измерены по обе стороны нагревательного прибора, правая часть уравнения может быть выражена через W и другие известные величины ($V_1 = W/\gamma_1 S_1$ и т. д., где γ_1 и S_1 — удельный вес жидкости и площадь сечения канала).

Следовательно, если количество тепла Q' измерено, величина W также может быть определена из вышеприведенного уравнения. Если повышение температуры жидкости невелико (в случае измерения газов перепад статического давления должен быть также незначительным), величиной $\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$ можно пренебречь; величина $(z_2 - z_1)$

также может быть отброшена во всех практических случаях. Поэтому уравнение упрощается до

$$W = \frac{Q'}{i_2 - i_1}$$

или для жидкостей и идеальных газов

$$W = \frac{Q'}{C_p (i_2 - i_1)} \quad (29)$$

где W — в кг/сек, Q' в ккал/сек, C_p — удельная теплоемкость при постоянном давлении в ккал/кг·°C и $(i_2 - i_1)$ — повышение температуры жидкости в °C.

Ясно, что любой способ передачи тепла к жидкости или отнятия от нее тепла при точно измеряемой скорости этого теплоперехода может быть положен в основу термического измерительного прибора для расхода жидкости. Во всех случаях, если только измерение температуры и теплоперехода производилось достаточно точно и удельная теплоемкость жидкости известна, величина полученного весового расхода жидкости достаточно точна.

Электрический жидкостный измеритель Томаса является одним из обычных применяемых на практике измерителей теплового типа. Тепло в этом случае передается к жидкости при помощи электронагревательной спирали, устроенной в виде сетки по всему поперечному сечению канала. Повышение температуры определяется при помощи термометров сопротивления (устроенных также в виде сетки), помещенных один впереди и другой позади нагревательного прибора.

Можно работать одним из следующих двух способов: а) Повышение температуры поддерживается постоянным, изменяется сила тока в нагревателе; в этом случае ваттметр, включенный в сеть нагревательного прибора, дает отсчеты, прямо пропорциональные весовому расходу жидкости. б) Количество электричества в ваттах в нагревательном приборе поддерживается постоянным; в этом случае повышение температуры обратно пропорционально весовому расходу жидкости. В обоих случаях применяемые электрические приборы могут быть прокалиброваны для непосредственного отсчета расхода жидкости.

Измерение при помощи разбавления. Если в жидкость, протекающую через канал, прибавить любое постороннее вещество, растворимое в жидкости, то его можно использовать для количественных определений. Если это постороннее вещество добавляется с известной скоростью и анализ состава жидкости производится одновременно, как в верхней части течения, до точки добавления вещества в жидкость, так и ниже этой точки, то величина расхода жидкости может быть легко вычислена.

Пример. Газообразный хлористый водород просасывается через керамический трубопровод под небольшим разрежением. С целью измерения скорости течения сечение канала сперва делается воздухопроницаемым, затем к струе подмешивается сухой воздух у верхнего конца канала со скоростью 20 м³/мин. Анализ показывает, что до добавления воздуха в хлористоводородном газе содержалось 3% газов не растворимых в воде. В котле же воздухопроницаемого отрезка керамического трубопровода подобный же анализ дает содержание не растворимых в воде газов, равное 5%. Необходимо найти скорость течения газа.

Решение. Пусть $q = \text{м}^3/\text{мин}$ газа протекает в канале перед точкой добавления воздуха.

$0,97q = \text{м}^3/\text{мин}$ растворимого в воде газа течет в любой точке трубопровода.

Скорость добавления воздуха $= 0,97q \frac{5}{95} - 0,03q = 20 \text{ м}^3/\text{мин}$.

Отсюда

$$q = \frac{20}{0,97 \cdot \left(\frac{5}{95}\right) - 0,03} = 851 \text{ м}^3/\text{мин}.$$

Примечание. Предполагается, что добавляемый воздух измеряется при тех же условиях температуры и давления, которые имеются в канале.

Этот метод особенно применим при измерении расхода коррозирующих газов и жидкостей. Если обращено достаточно внимание на

подноту смешения добавок выше нижней точки забора пробы, можно получить очень точные результаты. В тех случаях, когда при небольшом разбавлении возникают легко и точно определяемые изменения физических свойств (напр. теплопроводность) протекающего вещества, этим свойством можно также воспользоваться вместо химического анализа.

V. ТЕЧЕНИЕ В ТРУБАХ, КАНАЛАХ И ГАЗОВОДАХ

Прямые участки

Общие замечания. Если рассматривать одинаковые прямые участки геометрически подобного поперечного сечения, то легко показать [Rayleigh, Phil. Mag. (5), 34, 59 (1893)], что для жидкости с постоянной абсолютной вязкостью μ и уд. весом γ , протекающей с постоянной линейной скоростью V в канале длины L и поперечного сечения, пропорционального D^2 , потеря механической энергии F (см. теорему Бернулли, уравнение (3), стр. 874) на 1 кг жидкости определяется следующим уравнением

$$\frac{F \cdot D \cdot g}{LV^2} = \text{функция от } \left(\frac{DV\gamma}{\mu} \right), \quad (30)$$

где g — ускорение силы тяжести. Для жидкостей и для газов при малом давлении и малом перепаде давлений это уравнение многократно проверено. Оно оказалось вполне совпадающим для поперечного сечения заданного канала при различных изменениях V , γ , μ и L при условии, что длина достаточно велика и потерями в конце трубы можно пренебречь (ср. стр. 938) или же они могут быть достаточно точно учтены. Все же, если мы будем рассматривать каналы геометрически подобные во всех отношениях за исключением различного размера поперечного сечения или даже при одинаковых поперечных сечениях, но сделанных из различных материалов, уравнение оказывается несостоятельным. Отклонения, получаемые на практике от теоретически вычисленных результатов, объясняются обычно невозможностью практического достижения геометрического подобия в отношении шероховатости смоченных поверхностей. Эта точка зрения находит свое подтверждение в том факте, что трубы большого диаметра часто обладают меньшей потерей от трения, чем та, которая была предсказана из опытов с более узкими трубками, сделанными из того же материала и подобных во всех отношениях. В этом случае абсолютная шероховатость не изменяется, но ее относительное значение уменьшается по мере увеличения диаметра. Поскольку однако оказалось невозможным установить какое-либо удовлетворительное измерение шероховатости и в то же время природа смоченной поверхности изменяется во время работы в результате коррозии и т. п., нет также возможности составить какую-нибудь подходящую общую формулу трения. Повидимому нельзя ожидать точности более $\pm 5\%$ для любой формулы. Точность, подобная приведенной, может быть достигнута лишь в том случае, когда вид смоченной поверхности точно известен (напр. вертикальные трубки) и во время работы не наблюдается никакого разъедания или загрязнения поверхности.

Уравнение Дарси для ровных круглых труб, совершенно заполненных жидкостью, при изотермических условиях таково:

$$F = \frac{2fLV^2}{gD} = \frac{2fLG^2}{\gamma^2 gD} = \frac{32fLW^2}{\pi^2 \gamma^2 gD^5} = \frac{32fLq^2}{\pi^2 gD^5} \quad (31)$$

Здесь F — величина трения в кгм на 1 кг протекающей жидкости (или на 1 м пути течения жидкости); L — длина канала (м), D — диаметр (м), γ — удельный вес (кг/м³), V — линейная скорость (м/сек), g — ускорение силы тяжести — 9,81 м/сек², Q — скорость массы в кг/м²сек, W — весовой расход жидкости в кг/сек, q — объемный расход жидкости (м³/сек) и f — коэффициент трения, изменяющийся в зависимости от величины $\frac{DV\gamma}{\mu}$ (см. стр. 924 — 932 и рис. 43). Эта формула, а также вытекающая из нее формула Chezy

$$V = C \sqrt{Ri} \quad (31a)$$

где R — гидравлический радиус (м), i — гидравлический уклон в м/м = F/L и $C = \sqrt{2g/f}$ — являются широко применяемыми на практике формами теоретического выражения (30). Формула Chezy (31a) и первые два вида формулы Дарси (31) приложимы к трубопроводам и открытым каналам любого поперечного сечения при любом D , если эту величину заменить через $4R$ (см. табл. 15). Перепад давления, зависящий от трения, равен

$$\Delta p = F\gamma \text{ кг/м}^2,$$

где γ — удельный вес протекающей жидкости.

В случае газов перепад давления вдоль пути протекания газа влечет за собой уменьшение плотности, т. е. увеличение линейной скорости течения. Поэтому вышеприведенные формулы приложимы лишь к бесконечно малому отрезку длины канала dx , на протяжении которого плотность можно считать постоянной.

В неравномерных каналах то же самое является следствием изменения величины D или R . Поэтому, в общем случае, уравнение Дарси должно быть написано в дифференциальном виде:

$$\frac{dF}{dx} = \frac{2fV^2}{gD} = \frac{fV^2}{2gR} = \frac{fG^2}{2g\gamma^2 R} \quad (31b)$$

Обычно бывает неудобно и излишне, хотя теоретически и возможно, находить одну лишь потерю механической энергии, зависящую от трения. Можно вывести дифференциальное уравнение для общего перепада статического напора, превращая уравнение (31b) в дифференциальную форму теоремы Бернулли (уравнение (3a), стр. 874).

$$dz + vdp + \frac{VdV}{g} = - \frac{fG^2 v^2 dx}{2gR}, \quad (32)$$

где $v = \frac{1}{\gamma}$ обозначает удельный объем жидкости в м³/кг и dz — вертикальное расстояние в м, на которое поднимается жидкость во время своего течения на расстоянии dx по длине трубы.

Таблица 15

Значения гидравлического радиуса R для разных поперечных сечений

$$R = \frac{\text{величина поперечного сечения потока}}{\text{смоченный периметр}}$$

$$D_e = \text{«эквивалентный диаметр»} = 4R$$

Форма поперечного сечения	Величина R
<i>Трубы и каналы сечения, заполненные целиком</i>	
Круг, диаметр D	$D/4$
Кольцевое сечение: внутренний диаметр d , внешний диаметр D	$\frac{D-d}{4}$
Квадрат, сторона a	$a/4$
Прямоугольник, стороны a и b	$\frac{ab}{2(a+b)}$
Эллипс, большая ось $2a$, малая ось $2b$	$\frac{ab}{K(a+b)}$
<i>Открытые каналы и частично заполненные трубы</i>	
Прямоугольник, глубина a , ширина b	$\frac{ba}{b+2a}$
Полукруг, свободная поверхность при диаметре D	$D/4$
Широкий мелкий поток на плоской поверхности, глубина потока h	h
Треугольное корыто, угол 90° , биссектриса вертикальна, глубина потока h , высота наклонных стенок l	$\frac{l}{4} = \frac{h}{2\sqrt{2}}$
Трапецииды (глубина a , ширина дна b):	
Наклон боковой стенки к горизонту 60°	$a \left(\frac{b + \frac{a}{\sqrt{3}}}{b + \frac{4a}{\sqrt{3}}} \right)$
Наклон боковой стенки к горизонту 45°	$\left(\frac{ab + a^2}{b + 2\sqrt{2}a} \right)$
Пленка (толщина δ) на стенке, или смоченная стенка вертикальной башни, диаметр D	$\delta = \frac{\delta a}{D}$ или прил. = δ

¹ Величины K . Если $m = \frac{a-b}{a+b}$, то

$m = 0,2$	$0,3$	$0,4$	$0,5$	$0,6$	$0,7$	$0,8$	$0,9$	$1,0$
$K = 1,010$	$1,023$	$1,040$	$1,064$	$1,092$	$1,127$	$1,168$	$1,216$	$1,273$

Уравнение (32) обычно может быть проинтегрировано без особых затруднений, если известны термодинамические свойства жидкости и условия течения, хотя за исключением простейших случаев необходимо прибегнуть к помощи графического метода. Уравнение (32) теоретически одинаково применимо как для изотермического, так и для неізотермического течения и для любых каналов равномерной или неравномерной формы.

На практике не следует прилагать это уравнение для коротких трубок (стр. 889) или для очень быстро расширяющихся каналов (стр. 939). Величиной dz в случае газов обычно можно пренебречь.

Для изотермического течения газов в каналах равномерного поперечного сечения при исчезающе малой величине $(z_2 - z_1)$ и приложимости законов идеальных газов интегрирование уравнения (32) дает:

$$p_1 - p_2 = \frac{f L G^2}{2 \gamma_{\text{ср}} g R} \left[1 + \left(4,6 \frac{R}{f L} \right) \lg \frac{p_1}{p_2} \right]. \quad (33)$$

где p_1 и p_2 — абсолютный статический напор в начале и в конце трубы в кг/м², $\gamma_{\text{ср}}$ — удельный вес газа при температуре внутри трубы и давлении, равном $\frac{p_1 + p_2}{2}$.

Если перепад давления или отношения $\frac{R}{L} = \frac{D}{4L}$ невелики, множитель $\left[1 + \left(4,6 \frac{R}{f L} \right) \lg \frac{p_1}{p_2} \right]$ мало отличается от единицы и может быть опущен. Так например, если $L/D = 100$, величина $\frac{p_1 - p_2}{p_1}$ может достигать при приравнивании указанного множителя единице до 20%, без увеличения ошибки сверх обычной величины для коэффициента трения. Поэтому для обычных перепадов давлений уравнение (33) становится идентичным по форме с уравнением, приложенным для жидкостей.

Фактическое течение газа в трубопроводе может иногда заметно отклоняться от условий изотермического течения. Но если отсутствуют экспериментальные данные о коэффициенте трения для изучаемого канала, то уравнение (33) для изотермического течения дает результаты, столь же близкие к фактическим данным, как и теоретически более правильные уравнения, относящиеся к данному специальному случаю.

В случае неізотермического течения газа, если перепад давления или изменение температуры велики, необходимо ввести поправку на кинетическую энергию, добавляя алгебраически величину Δp_c (уравнение 34) к величине перепада давления, вычисленной при помощи обычных формул (в которых коэффициент трения вычислен с помощью $T_{\text{ср}}$ и $\rho_{\text{ср}}$, из числа Рейнольдса)

$$\Delta p_c = \frac{0,0042 G^2 \cdot T_{\text{ср}}}{\rho_{\text{ср}} \cdot M} \left(\frac{T_2 - T_1}{T_{\text{ср}}} + \frac{p_1 - p_2}{p_{\text{ср}}} \right), \quad (34)$$

где Δp_c — поправочная величина для перепада давления в кг/м^2 , G — скорость массы в $\text{кг/м}^2 \cdot \text{сек}$, T — абсолютная температура, p — абсолютное давление в кг/м^2 , M — молекулярный вес и индекс „ср“ — обозначает среднее арифметическое, индексы (1) и (2) относятся соответственно к начальным и конечным условиям.

Неизотермическое течение жидкостей (напр. в теплообменниках) теоретически относится к случаю уравнения (32). Но на практике возникающие обычно изменения температуры хотя и влияют в значительной мере на вязкость жидкости, а следовательно и на соответствующую величину f , но все же слишком малы для значительного изменения плотности. Поэтому можно спокойно применять уравнение (31), беря плотность (или соответствующую линейную скорость) в виде средней арифметической от конечных температур, если одновременно применяется соответствующий коэффициент вязкости.

Коэффициенты трения из уравнения Дарси

Изотермическое течение в прямых каналах. Для труб и каналов любых до сих пор изученных форм поперечного сечения величина коэффициента трения f оказалась функцией величины $\frac{DG}{\mu}$ (D — диаметр круглой трубы, или 4 гидравлических радиуса для некруглых труб; G — скорость массы; μ абсолютная вязкость) и величины относительной шероховатости смоченной поверхности. Последняя величина может быть измерена лишь при определении сопротивления течению в канале, имеющем исследуемую смоченную поверхность.

Поэтому мы считаем совершенно бесполезным приводить здесь величины f за исключением тех труб и каналов, поверхности которых встречаются на практике. Обширный материал был недавно опубликован Davies и White [Engineering 128, 69, 98, 131 (1929)]. Анализ проблемы шероховатости дал Norf (Z. angew. Math. Mech. 3, 329, (1923)]. Для некруглых труб опубликовано сравнительно мало данных.

В случае газов большинство экспериментальных данных относится к малым перепадам давлений и к небольшим давлениям. Обычно во всех эксперимента течение было практически изотермическим и отклонениями от закона идеальных газов можно было пренебречь. Совершенно неверно было бы применять величины f при вычислениях по уравнению (31b) для случая неизотермического течения, но при отсутствии других данных обычно считают, что величина f является той же функцией $\frac{DG}{\mu}$ независимо от условий течения (см. стр. 930).

Прямые круглые трубы. На рис. 43 дана величина коэффициента трения f в виде ординаты, и величины чисел Рейнольдса $\frac{DG}{\mu}$ в виде абсциссы.

Для небольших значений $\frac{DG}{\mu}$ для всех жидкостей (за исключением газов при очень больших давлениях или очень больших перепадах

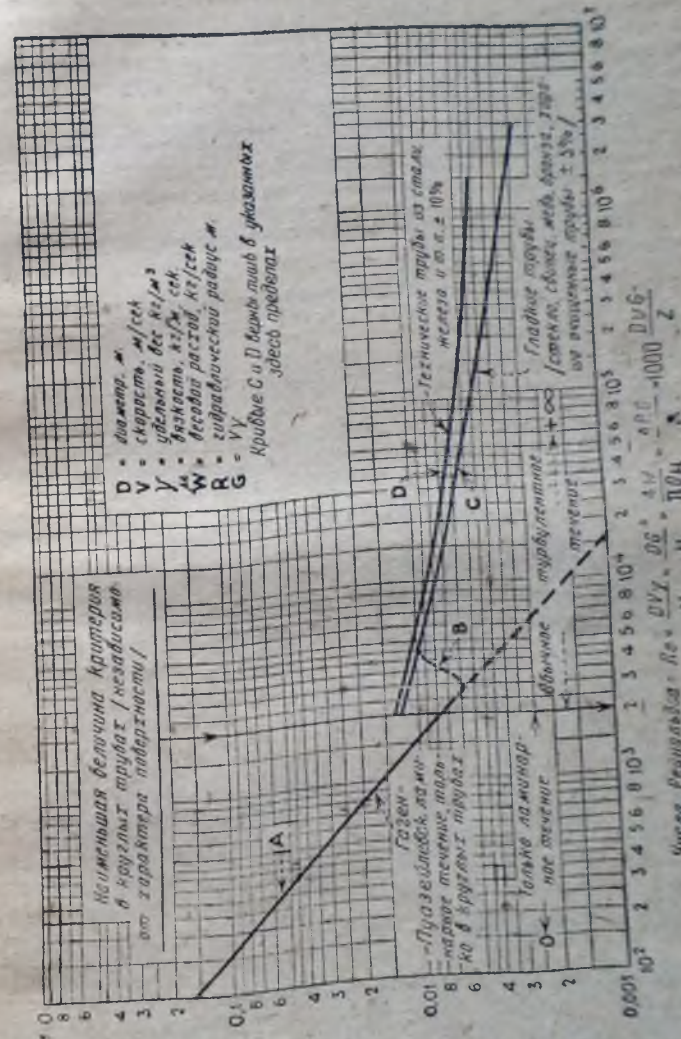


рис. 43. Коэффициент трения из уравнения Дарси (30) и (31). Только для прямых труб.

давления) в любом обычном типе трубы имеет место:

$$f = \frac{16\mu}{DG} \quad (35)$$

где μ — абс. вязкость в $\text{кг/сек} \cdot \text{м}$,

D — диаметр в м ,

G — весовая скорость в $\text{кг/м}^2 \cdot \text{сек}$.

Это уравнение (кривая A) выводит теоретически в предположении прямолинейного, т. е. ламинарного потока (см. стр. 857). Если

$\frac{DG}{\mu}$ больше пригл. 2100, т. е. больше критического значения числа Рейнольдса, величина f сперва растет быстро по мере увеличения $\frac{DG}{\mu}$ (кривая B на рис. 43) но затем падает по кривой (кривые C или D), крутизна которой постепенно уменьшается. Положение этой кривой зависит в большей мере от природы смоченной поверхности.

Если $\frac{DG}{\mu} > 2100$, то для чистых гладких труб (стекло, свинец, медь и большинство вертикальных труб из любого металла) все полученные данные как для газов при умеренных давлениях, так и для жидкостей лежат на кривой C или вблизи нее с отклонениями от кривой не более $\pm 5\%$ (рис. 43). Уравнение кривой C имеет вид:

$$f = 0,00140 + 0,125 \left(\frac{\mu}{DG} \right)^{0,32} \quad (36)$$

(Частное сообщение Ку (E. Koo, Massachusetts Institute of Technology, Mass.)¹. Это уравнение близко напоминает уравнение Schiller и Herman (Ingenieur-Archiv, 1, 341 — 393, сентябрь 1930). Уравнение Lees, которое часто применяется, имеет вид (Proc. Roy. Soc. London) 91,46 (1914)

$$f = 0,0018 + 0,159 \left(\frac{\mu}{DG} \right)^{0,355} \quad (36a)$$

но дает слишком высокие результаты для больших чисел Рейнольдса ($\frac{DG}{\mu} > 200\,000$). Для стальных или железных труб кривая D (рис. 43) дает все практически известные опытные данные (для воздуха, пара, воды, масел) в пределах $\pm 10\%$. Уравнение кривой D приблизительно имеет вид:

$$f = 0,0035 + 0,264 \left(\frac{\mu}{DG} \right)^{0,42} \quad (37)$$

Имеются указания, что для очень небольших труб фактический коэффициент трения больше вычисленного по кривым C или D [уравнения (36) и (37)]. Так например Newitt и Sirkar [Trans. I. Ch. E. 9, 63 (1931)] изучали течение воздуха при давлении от 1,18 ат до 113 ат в медных трубах внутр. диаметром 2,9 мм и получили данные, не согла-

¹ См. также Drew, Koo and Mc Adams, Trans. A. I. Ch. E. 28, 56 (1933).

сующиеся с кривой C , но совпадающие с кривой D , если величина $\frac{DG}{\mu}$ больше 2100, но меньше 10 000, и медленно асимптотически приближающиеся к $f = 0,007$ в правой части рис. 43. Те же авторы, изучая течение воздуха, CO_2 , аргона при давлениях от 5,5 ат до 260 ат в стальной трубе с внутр. диаметром, равным 3,632 мм, получили:

$$f = 0,0098 \text{ (пригл.) для всех значений } \frac{DG}{\mu} \text{ свыше } 10\,000.$$

Формула Unwin для воздуха:

$$f = 0,0028 \left(1 + \frac{0,144}{D} \right),$$

Формула Babcock для пара:

$$f = 0,0027 \left(1 + \frac{0,144}{D} \right),$$

Формула Fritzsche для воздуха:

$$f = 0,003 W^{-1/2},$$

где W — весовой расход в кг/сек и D — диаметр в мм. Эти формулы обычно применяются для технических целей, но ни одна из них не согласуется так хорошо с экспериментальными данными, как кривая D ; поэтому их применение не может быть рекомендовано. В качестве приближения для старых железных труб можно принять

$$f = 0,01, \text{ если } \frac{DG}{\mu} > 10\,000 \text{ (пригл.)}$$

Для $\frac{DG}{\mu} < 10\,000$, но > 2100 , следует принять f на 20% выше тех значений, которые получаются по кривой D (рис. 43). Для целей проектирования при пропускании влажных газов, пара и т. п. через корродирующие трубы полезно брать величину f не ниже 0,006 для больших значений числа Рейнольдса.

Шероховатость. Для различных труб (за исключением железных и стальных), имеющих чистую, нормально гладкую внутреннюю поверхность, величины f , полученные из рис. 43, следует умножить на коэффициент шероховатости. Соответствующие коэффициенты, вычисленные из данных Williams и Hazen для водяных труб, приведены в табл. 16.

Критическая область; критическая скорость. В согласии с наиболее точными экспериментальными данными критическое число Рейнольдса $Re_{кр}$ (т. е. „критическое значение“ величины $\frac{DG}{\mu}$, при

котором коэффициент трения Дарси резко отклоняется от кривой A рис. 43) в круглых трубах повидимому никогда не снижается меньше 2100, независимо от характера смоченной поверхности. В то же время $Re_{кр}$ может быть больше 2100 и, насколько можно судить по экспериментальным данным, верхнего предела величины $Re_{кр}$ не существует. Поэтому для кривой B на рис. 43 нельзя указать

вию не точно очерченного места; нельзя также установить окончательного вида этой кривой. Обзор соответствующих экспериментальных работ приведен у Шиллера [Schiller, [Phys. Z. 26, 566 (1925)], там же имеется обширная библиография.

К счастью в обычных технических трубопроводах $Re_{кр.}$ всегда имеет величину, лежащую между 2100 и 2200 для круглых труб. Кривая B в этих случаях может быть легко получена для данного аппарата и не зависит от колебаний размеров трубы и т. п., во всяком случае тогда, когда основная доля сопротивления в трубе зависит от прямых участков труб, превышающих 200 диаметров длины. Далее кривая B идет обычно весьма круто. Все же очевидно, что любое значение f в „критической области“ не может считаться окончательным, если отсутствуют опытные данные об исследуемой системе трубопроводов; для круглых труб обычно можно с уверенностью

пользоваться кривой A [или ур-нием (35)], если $\frac{DG}{\mu} < 2100$ или кривой C или D для больших значений числа Рейнольдса. При этом иногда могут получиться слишком большие значения f , если $\frac{DG}{\mu}$ меньше 3000.

По некоторым опытным данным величина f отклоняется в положительном направлении от кривой A при сравнительно низких значениях $\frac{DG}{\mu}$ и в виде непрерывной кривой проходит через всю „критическую

Таблица 16

Природа поверхности трубы	Коэфф. шероховат.
Гладкие бронзовые, медные или свинцовые трубы	0,9
Новые стальные или чугунные трубы	1,0
Гладкие деревянные хорошо покрытые трубы	1,2
Старые чугунные, или новые клепаные стальные трубы	1,4
Старые стальные трубы	1,6
Старые клепаные стальные трубы	2,0
Скверно отлитые чугунные трубы	2,5

область“, плавно переходя затем в кривые C или D в области $\frac{DG}{\mu}$ вблизи 10 000. В большинстве случаев полученные результаты объясняются: 1) отсутствием достаточного количества опытов в критической области, или же 2) использованием чересчур коротких испытательных труб с слишком малым „начальным участком“ при входе в трубу или даже с полным отсутствием этого участка¹. Возможно, что описанные здесь факты имеют место для газов при высоких давлениях [Newitt and Sirkar, Trans. I. Ch. E. 9, 63 (1931)].

Под термином „критическая скорость“ понимают обычно среднюю линейную скорость, свыше которой данная жидкость при данной

температуре и давлении, протекающая через данный аппарат, течет турбулентно и ниже которой течение ламинарно (см. стр. 257). Критическая скорость очевидно связана с величиной $\frac{DG}{\mu}$ (число Рейнольдса), при котором f начинает отклоняться от кривой A (рис. 43).

Если обозначить через $Re_{кр.}$ значение критического числа Рейнольдса для данного трубопровода при данных условиях течения и через τ и μ — соответств. удельный вес ($кг/м^3$) и абсолютную вязкость ($кг/сек \cdot м$) жидкости, то

$$V_{кр.} = (Re_{кр.}) \cdot \frac{\mu}{D\tau} \text{ м/сек} \quad (38)$$

определяет величину критической скорости в круглой трубе диаметром D (м).

Поскольку величина $Re_{кр.}$ не может быть точно определена без опытов, проведенных для данной системы труб, то до настоящего времени не существует также методов для точного вычисления $V_{кр.}$ ранее проведения соответствующих опытов. „Нижняя критическая скорость“ по Шиллеру (I. с.)

$$V_{н. кр.} = \frac{2100\mu}{D\tau} \quad (39)$$

имеет определенный физический смысл, т. к. ниже $V_{н. кр.}$ течение ламинарное, выше $V_{н. кр.}$ оно может быть турбулентным. В литературе термину „критическая скорость“ придавались многие другие значения, например:

1. Скорости, соответствующие таким $\frac{DG}{\mu}$, при которых кривые C и D пересекают кривую A .

2. Скорости, соответствующие величинам $\frac{DG}{\mu}$, при которых кривая B встречается с кривой C или D .

3. Скорости, соответствующие какому-то предполагаемому верхнему пределу $Re_{кр.}$.

Ни одно из этих высказываний не имеет реального физического смысла и только первому из приведенных здесь трех взглядов на критическую скорость может быть дана определенная цифровая интерпретация.

Прямые некруглые каналы. За исключением небольшого числа опытных данных для прямоугольного сечения каналов и для кольцевых пространств, напр. для тепловых рубашек или для трубчатых теплообменников с двойными трубками, почти не существует опытных данных о величине коэффициента трения. Для достаточно малых значений числа Рейнольдса $\frac{4RG}{\mu} (= \frac{4RV_1}{\mu})$ было найдено, что фор-

мулы, выведенные для ламинарного течения (стр. 933 сл.) согласуются с опытными данными для всех изученных форм поперечного сечения. Но ни нижнее предельное значение, ни обычные пределы критических величин чисел Рейнольдса не были изучены с достаточной полнотой. Для каналов, заполненных доверху, было найдено, что переход от ламинарного течения к турбулентному происходит в тех

¹ См. стр. 943.

случаях, когда $\frac{4RG}{\mu}$ имеет ту же величину, что и значение $Re_{кр.}$ для круглых труб, т. е. между 2100 и 2300. В турбулентной области в пределах точности, возможной для расчетов потери на трение во время течения, коэффициент трения оказывается одинаковым с коэффициентом трения для соответственного типа круглой трубы при той же величине $\frac{4RG}{\mu}$.

Неизотермическое течение в прямых каналах. Для газов как правило данные отсутствуют. В турбулентной области отклонение f от величины, соответствующей изотермическим условиям при той же средней температуре, по видимому незначительно.

Для жидкостей в гладких круглых трубах можно построить кривую зависимости f от $\frac{DG}{\mu_{ср}}$, если $\mu_{ср}$ соответствует среднеарифметической температуре $t_{ср}$ (средней двух конечных температур). При одинаковом характере стен, смоченных жидкостью, имеют значение только температурные перепады Δt , и полученная кривая имеет ту же форму, что изотермические кривые рис. 43, проходя параллельно последним. Полученные кривые проходят выше или ниже изотермических кривых в зависимости от того, происходит ли охлаждение или подогрев жидкости. По крайней мере в том случае, когда температура стенки поддерживается постоянной и общее повышение температуры жидкости незначительно, величина $Re_{кр.}$ (т. е. величина, при которой f перестает лежать на линии, параллельно кривой А, рис. 43) оказывается практически одинаковой с величиной, найденной для того же трубопровода при изотермических условиях течения [С. Keevil Sc. A. Thesis, Mass. Inst. of Technology (1930). Keevil and Mc. Adams, Chem. Met. Eng. 36, 464 (1929)]. Ниже $\frac{DG}{\mu_{ср}} = 2100$ результаты, полученные

Кеевил при течении углеводородных минеральных масел в медных трубах (внутр. диаметр = 12,55 мм), могут быть выражены следующим приблизительным правилом: необходимо найти вязкость μ , соответствующую температуре $t' = t_{ср} + c(t_{ст} - t_{ср})$, где $t_{ст}$ — температура стенки трубы; при помощи полученного значения μ следует вычислить $\frac{DG}{\mu}$ и использовать кривую А рис. 43, или же ур-ние 35.

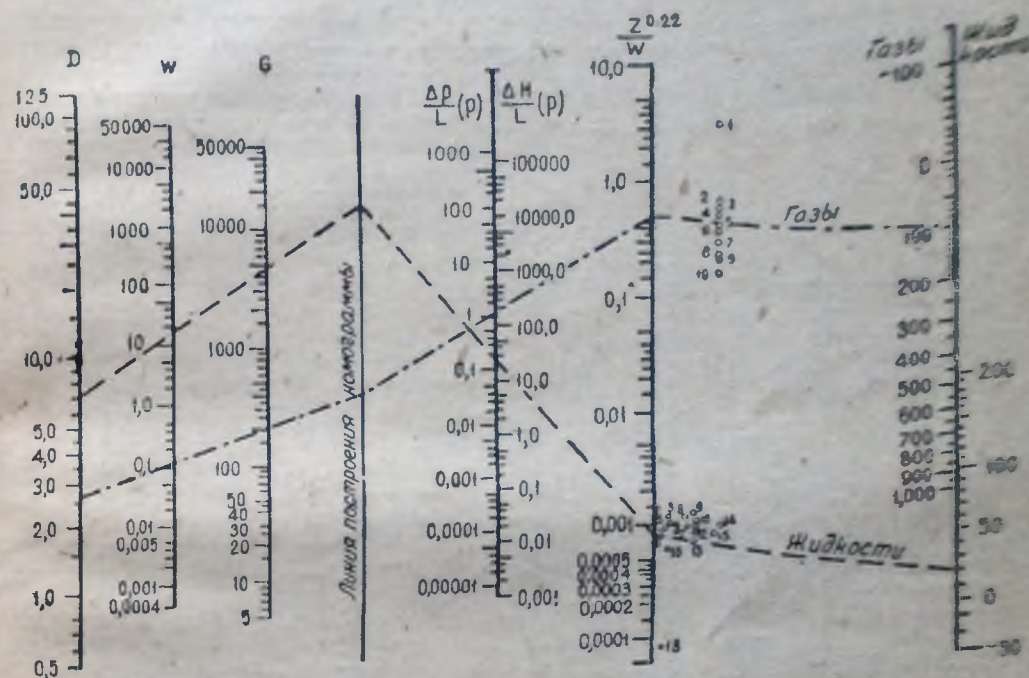
Величины c для масел в опытах Кеевил даны в табл. 17.

Таблица 17

Масло	Удельный вес 20/20	μ 25° в сантипуазах	μ 100° в сантипуазах	c
Велоситовое Б	0,894	52	4,2	0,25
Веретенное (Раббет)	0,867	20	2,4	0,25
	0,860	18,3	2,3	

Температурный перепад ($t_{ст} - t_{ср}$) изменялся от 10 до 65° при охлаждении, или от 20 до 110° при нагревании. Было найдено, что c является функцией температурного коэффициента вязкости.

До получения новых данных нельзя делать окончательных выводов в отношении вычисления c для определенной жидкости; можно однако по видимому в общем случае принять $c = 0,25$ при изучении влияния теплоперехода на трение в области ламинарного режима.

Рис. 44. Номограмма для расчета труб для $\frac{DW}{\mu}$ от 1100 до 23000.

Газы: 1 — H_2 ; 2 — CH_4 ; 3 — NH_3 , пар; 4 — $3H_2 + N_2$; 5 — N_2 ; воздух; 6 — O_2 ; 7 — CO_2 ; 8 — SO_2 ; 9 — Cl_2 ; 10 — C_2H_6 .

Жидкости: 1 — NH_3 ; 2 — эфир; 3 — октан; 4 — метанол 100%; 5 — ацетон; 6 — этилацетат; 7 — уксусная к-та 100%; бензол, HCl 31,5%; 8 — этанол 95%; 9 — бутанол; 10 — анилин; 11 — уксусная к-та 70%; 12 — HNO_3 , 63%; вода; 13 — раствор $CaCl_2$ 25%; 14 — глицерин 50%; 15 — H_2SO_4 , 111%, 98%, 78%; 16 — HNO_3 , 95%; 17 — SO_2 ; 18 — ртуть.

Если $\frac{DG}{\mu_{ср}}$ больше 2100, то опытные данные, полученные Кеевил, оказываются недостаточными для выведения общего правила.

Все же результаты Eagle и Ferguson [Proc. Inst. Mech. Eng., 4 (1930)], полученные при нагревании воды, показывают, что достаточно правильные величины f могут быть получены с помощью кривых С и D (рис. 43), если $\frac{DG}{\mu}$ вычислено для вязкости, соответствующей температуре стенки. С другой стороны, небольшое число опытов, приведенных Кеевил, показывает, что правило Eagle и Ferguson

дает слишком низкие значения f при нагревании вязких масел. В этом случае более безопасно было бы принять за основу расчетов вязкость при температуре, средней между температурой стенки и температурой жидкости.

Необходимо заметить, что для решения вопроса, какое из правил следует использовать в том или другом случае, необходимо сперва вычислить $\frac{DG}{\mu_{\text{ср}}}$, где $\mu_{\text{ср}}$ взято при $t_{\text{ср}}$ и затем применить первое из правил, если $\frac{DG}{\mu_{\text{ср}}} < 2100$ или второе, если $\frac{DG}{\mu_{\text{ср}}} > 2100$.

Номограммы для расчета трубопроводов. Расчетные номограммы (рис. 44 и 45) служат для экономии времени при расчетах. Рис. 44

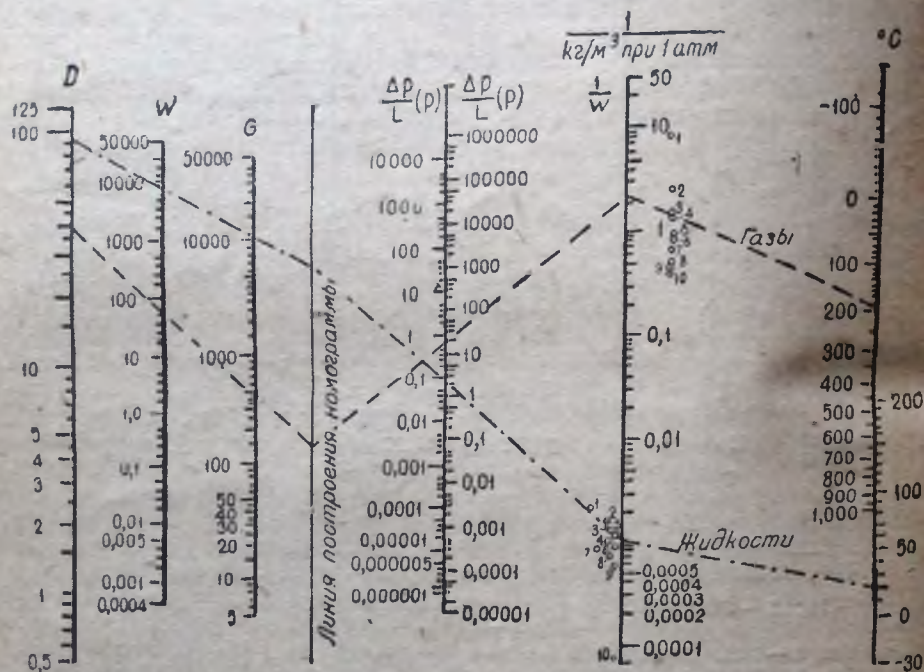


Рис. 45. Номограмма для расчета труб для $\frac{DV_T}{\mu} > 232\ 000$.

Газы: 1 — H₂; 2 — 3H₂ + N₂; 3 — CH₄; 4 — пар; 5 — N₂, воздух; 6 — O₂; 7 — CO₂;

Жидкости: 1 — NH₃; 2 — ацетон, эфир, метанол 100%; октан; 3 — бензол, бутанол, этанол 95%, этилацетат; 4 — уксусная кислота 70 и 100%; 5 — анлиин, вода; 6 — раствор CaCl₂ 25%, глицерин 50%; 7 — HNO₃ 60%; 8 — HNO₃ 95%; 9 — H₂SO₄ 111%, 98%, 78%; 10 — ртуть.

построен на основании уравнения Дарси с коэффициентом трения, взятым из рис. 43 для турбулентной области при значениях числа Рейнольдса от 1 150 до 230 000; в этом случае получается прямая линия при $f = 0,0754$.

Номограмма рис. 45 построена на основании уравнения Дарси при постоянном коэффициенте трения $f = 0,0053$ для турбулентного режима при $\frac{DG}{\mu} > 2100$. Номограмма 44 охватывает наиболее применимые области $\frac{DG}{\mu}$, но в случаях, когда возникает сомнение, какой из номограмм следует пользоваться, следует выполнить задачу по обеим номограммам и взять за основу менее благоприятные результаты (большой размер труб, большой перепад давления, меньшая производительность). Величины вязкости и плотности включены в номограмму как неотъемлемая часть.

Теоретические формулы для изотермического ламинарного течения в прямых каналах

В табл. 18 приведены формулы, выведенные на основании гидродинамических теорий для ламинарного течения вязких жидкостей в каналах и руслах различного поперечного сечения. В этих формулах не учтены поправки на конечный участок канала.

Перепад давления ($p_1 - p_2$) соответствует разнице статического напора в двух пробных краниках в стенке непрерывного канала, отстоящих друг от друга на L м, если соблюдено достаточное расстояние между нижним и верхним краником по течению, обеспечивающее нормальное распределение скоростей во второй точке (см. стр. 941). Для коротких труб приведенные формулы дают весьма неправильные результаты, если перепад давлений измерен непосредственно между начальным и конечным резервуаром без учета поправок на конечный участок. Подробнее об этих поправках говорится ниже (стр. 938 сл.).

В табл. 18 использованы следующие обозначения:

g — ускорение силы тяжести = $9,81$ м/сек²,

L — длина пути в м,

M — молекулярный вес,

p_1, p_2 — статическое давление в верхней и нижней части течения (кг/м²),

R — 848, газовая постоянная в кгм/°C на кг-моль,

T — абсолютная температура в °K,

W — весовой расход жидкости в кг/сек,

β — угол между осью канала и горизонтом,

γ — удельный вес жидкости в кг/м³,

μ — абсолютная вязкость в кг/м · сек.

Весовой расход жидкости через канал любого постоянного сечения может быть всегда выражен в виде $W = AN$, где A коэффициент, зависящий только от формы поперечного сечения, и N является первой или второй переменной величиной из числа приведенных в начале табл. 18, в зависимости от того, течет ли жидкость или газ.

Объемный расход равен во всех случаях $q = \frac{W}{\gamma}$, и средняя линейная скорость может быть вычислена делением величины q на площадь поперечного сечения. В случае газов объемный расход и линейная скорость постоянно меняются от одной точки канала до другой.

Таблица 18

Формулы для прямолинейного ламинарного течения. Трубы, каналы и т. п. заполнены целиком

Для жидкостей $N = \frac{\gamma g}{\mu} \left[\gamma \sin \alpha + \frac{p_1 - p_2}{L} \right]$	
Для газов $N = \frac{gM}{2RT\mu} \left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{1/2}$	
Поперечное сечение трубы:	Теоретич. уравнения для весового расхода:
Круг, диам. D	$W = \frac{\pi D^4 N}{128}$; для жидкости это выражение превращается в
	$p_1 - p_2 = \frac{32 \mu LV}{g D^2}$ (так наз. закон Пуазейля) при условии, что трубка расположена горизонтально.
Эллипс, полуоси a и b	$W = \frac{\pi a^3 b^3}{a^2 + b^2} \left(\frac{N}{4} \right)$
Прямоугольник, стороны a и b	$W = \frac{a^2 b^2 m N}{4}$, где $m = f \left(\frac{b}{a} \right)$.
	Функция дана на рис. 46.
	Квадрат имеет наибольшую емкость из всех прямоугольников заданного поперечного сечения
	$W = \frac{2}{3} b^3 N$ на единицу ширины
Широкие параллельные пластины на расстоянии $2b$ друг от друга (напр. прямоугольник с одной парой сторон на бесконечном расстоянии)	
Кольцо: внешн. диаметр — D_2 внутр. диаметр — D_1	$W = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2) N}{128} \times$ $\times \left[D_2^2 + D_1^2 - \frac{D_2^2 - D_1^2}{2,3 \lg D_2/D_1} \right]$

Результаты, полученные при течении через каналы необычной формы сечения, приведены у Boussinesq [J. math. pures et appl. (Liouville's, J.) 2], 13, 377 (1866)] для равносторонних треугольников, трубок меняющегося поперечного сечения, изогнутых трубок; у Gaetz,

¹ Если перепад давлений меньше 10% абсолютного давления в нижней точке течения, можно для газов использовать приближительную формулу

$$N = g \frac{\gamma(p_1 - p_2)}{\mu L}$$

Открытые каналы¹

В данном случае $N = \frac{\gamma^2 g \sin \alpha}{\mu}$, так как по необходимости $p_1 = p_2$. Нижеследующие уравнения применимы лишь тогда, когда изменения в глубине слоя незначительны

Поперечное сечение канала:

Широкий поток на плоской пластине, глубина потока h ...

Прямоугольное; глубина $b/2$, ширина a

V-образное корыто, вертикальный угол 90° , биссектриса вертикальна. Глубина наклонных стен a

Теоретические уравнения для весового расхода:

$$W = \frac{h^3 N}{3} \text{ на единицу ширины}$$

Уравнение хорошо применимо для течения вдоль вертикальных смоченных стен колонок при небольшом расходе жидкости.

$$W = \frac{a^2 b^2 m N}{8}; \text{ где } m \text{ находится по рис. 46}^2$$

$$W = \frac{0,14 a^4 N}{8}^2$$

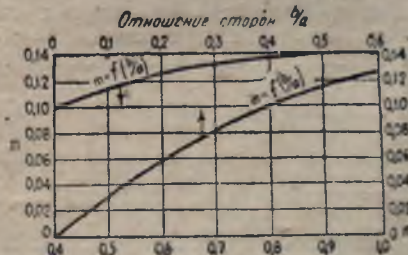


Рис. 46.

Z. Math. Physik. 25, 316, 375 (1880)], — для криволинейных четырехугольников, четырехсторонних звезд; у Greenhill [Proc. London Math. Soc., 13, 43—(1881)] — для сектора окружности, поперечного сече-

¹ Критерий Рейнольдса недостаточно хорошо изучен для открытых каналов. Он видимо зависит от поверхностного натяжения и от ширины канала. Во втором случае при очень малом расходе жидкости в открытых каналах также имеет место ламинарное течение.

² Экспериментальное подтверждение, насколько известно, отсутствует.

ния, образованного гиперболой (лучше всего пользоваться в этом случае общими зависимостями); у Pieguy, Hooper и Wipplu, Phil. Mag. [7], 15, 617 (1933) — для труб с эксцентричной серединой. Распределение скоростей для круглого поперечного сечения выражается уравнением

$$v_z = \frac{2W}{\pi \left(\frac{D}{2}\right)^2} \left[1 - \left(\frac{r}{\frac{D}{2}}\right)^2 \right], \quad (40)$$

где v_z — линейная скорость на расстоянии r от оси трубы и $\frac{D}{2}$ — радиус трубы; для случая двух параллельных пластин

$$v_y = \frac{3}{4} \frac{W(b^2 - y^2)}{b^3}, \quad (40a)$$

где v_y — линейная скорость на расстоянии y от плоскости, проходящей по середине между обемными пластинами, и b — половина расстояния между ними. Lamb („Hydrodynamics“, 5 th ed. pp. 555, 556, Cambridge Univ. Press, 1924) дает распределение скоростей для кольцевого и эллиптического сечения; для других форм сечения см. Graetz, (l. c.) и Greenhill, (l. c.)

Течение в изогнутых трубах

Величина трения в длинных кругообразных трубах постоянного радиуса закругления (напр. в нагревательных змеевиках) может быть вычислена с помощью формул, составленных для прямых труб. Для изотермического ламинарного течения $f = cf_1$, где f_1 — коэффициент трения в прямых трубах — находится при помощи кривой А (рис. 43), или уравнения (35) для того же $\frac{DG}{\mu}$ и C зависит

от $\frac{DG}{\mu} \sqrt{\frac{D}{D_c}}$; зависимость дана на рис. 47; D — диаметр трубы в м, D_c — диаметр закругления в м [White, Proc. Roy. Soc. (London); A, 123, 645 (1929)].

Эти результаты были теоретически предсказаны Dean [Phil. Mag. (7), 4, 208 (1927); 5, 673 (1928)] и были экспериментально проверены для D/D_c от 0,0667 до 0,000487 для воздуха, воды и масел. Если величина f , вычисленная этим способом, оказывается меньше 0,009, течение в действительности имеет турбулентный характер и вышеприведенные уравнения неприменимы. Результаты, полученные White для турбулентного течения в гладких трубах, повидимому указывают, что коэффициент трения практически одинаков с тем же коэффициентом в прямых трубах, если D/D_c не превышает 0,002. Для более крутых изгибов имеющиеся данные недостаточны для формулировки общего

правила, но по крайней мере в области малых значений $\frac{DG}{\mu}$ трение значительно выше в изогнутых трубах, нежели в соответствующих прямых трубах.

Taylor [Proc. Roy. Soc. (London) A 124, 243, (1929)] убедительно показал, вводя струи окрашенной жидкости в поток другой жидкости, протекающей через стеклянный трубчатый змеевик, что турбулентность труднее возникает в изогнутых, чем в прямых трубах. Величина $\frac{DG}{\mu}$ ($= Re_{кр}$), выше которой трение не может быть вычислено по законам ламинарного течения, приведенным в предыдущем

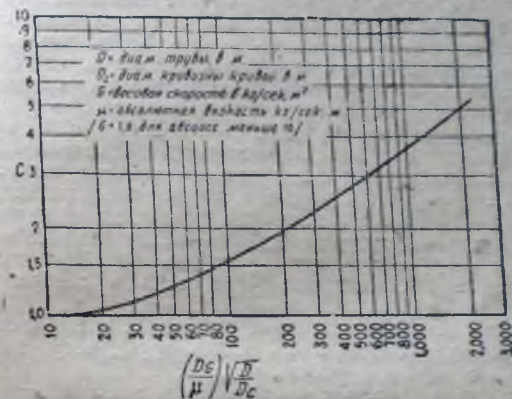


Рис. 47. Поправочный коэффициент C для изогнутых труб и ламинарного потока.

разделе, хорошо совпадает с нижним значением $\frac{DG}{\mu}$, для которого Taylor нашел ясно выраженный турбулентный характер течения (см. табл. 19).

Таблица 19

Влияние изгибов на величину критических значений $\frac{DG}{\mu}$

$\frac{D}{D_c}$	$Re_{кр}$	
	White (трение)	Taylor (окраш. струи)
0,0660	7590	
0,0534	—	7100
0,0313	—	6350
0,0200	6021	
0,00487	2270	

Даже если течение имеет турбулентный характер на прямом участке впереди змеевика, течение становится ламинарным вскоре

после входа жидкости в эжектор, если $\frac{DG}{\mu}$ ниже приближенных пределов, приведенных в табл. 19.

По поводу коротких изгибов, колен и т. п. см. стр. 943.

Различные перепады давлений в трубопроводах

Несмотря на то, что потери механической энергии от трения в вентилях, изгибах и других местных сопротивлениях системы трубопроводов могут часто составлять значительную часть общего трения при течении жидкости, существующие данные не являются, к сожалению, ни достаточно полными, ни особенно достоверными. Многие из обычно используемых формул основаны на разбросанных опытных данных, полученных гидравликами очень давно, т. е. тогда, когда исследовали почти исключительно одну воду. Поскольку температура жидкости оставалась часто без внимания, влияние вязкости во многих случаях не может быть учтено. Больше того, возможное влияние накипи также обычно не может быть учтено, ввиду часто встречающейся у экспериментаторов ошибки — недооценки динамического подобия при конструировании опытных моделей. Поэтому существуют более или менее значительные разногласия в данных различных исследователей.

Большинство источников потерь, описанных ниже (отчасти исключением из правила являются лишь изгибы труб), теоретически могут быть сведены к потерям от расширения.

Обычно, когда жидкость протекает через местное сопротивление, образуются нечто вроде сужения потока (см. стр. 883 и рис. 26; 30, б и 30, д; 50) и большая часть потерь от трения по видимому объясняется сильными завихрениями, образующимися при входе струи в более спокойно текущую жидкость в нижней части течения. С этой точки зрения и с учетом результатов, полученных для диафрагм и трубок Вентури (стр. 891 и сл.), сопротивление геометрически подобных систем в общем зависит от величины числа Рейнольдса $\frac{DV_1}{\mu}$, где D — является каким-либо характерным линейным размером

изучаемого типа аппарата, V — линейная скорость в какой-либо точке аппарата и γ и μ — соответственно удельный вес и вязкость. Что это действительно именно так, было доказано приближенно для колен труб и для изгибов, которые принадлежат к тому небольшому числу деталей, которые были более подробно изучены.

В нижеследующем изложении F (кгм/кг) обозначает потерю механической энергии в результате трения на 1 кг жидкости, протекающей через исследуемую деталь. F является той же величиной, что величина, обозначенная той же буквой в уравнении (3) стр. 874, если индексы 1 и 2 в обозначениях этого уравнения относятся соответственно к точкам непосредственно до и после сопротивления. Поэтому для вычисления перепада давления, возникающего при прохождении через сопротивление, необходимо решить уравнение (3), подставляя соответствующее значение F . Хотя размерность F соответствует „метрам“, но это ни в коем случае не следует смешивать, особенно при работе с газами, с метрами высоты столба какой-либо

жидкости или газа; эта терминология иногда приводит к ошибочному заключению, что, умножая на плотность данной жидкости, можно получить величину общего перепада давления. L_e обозначает длину (выраженную в диаметрах трубы) прямого отрезка трубы (того же диаметра, что арматура или детали, которые должны быть изучены), который обладал бы такой же потерей механической энергии от трения, что и исследуемая деталь; так например для стандартного 90°-ного колена номинального диаметра $1\frac{1}{2}$ дюм. (= 38 мм), $L_e = 30$ (см. ниже). (Фактический внутренний диаметр стандартной 38-мм трубы равен 41 мм).

Таким образом в результате трения колено оказывает сопротивление, равное $30 \cdot 41 \cdot 0,001 = 1,23$ м стандартной 38-мм трубы. Остальные обозначения приведены ниже. Индексы разъяснены в соответствующих местах текста.

S — площадь поперечного сечения в м^2 ,

D — внутренний диаметр в м,

g — ускорение силы тяжести в м/сек^2 ,

G — средняя скорость массы в $\text{кг/м}^2 \cdot \text{сек}$,

L — длина трубы или канала в м,

p — статический напор в кг/м^2 ,

V — средняя линейная скорость в м/сек ,

W — весовой расход в кг/сек ,

μ — абсолютная вязкость в $\text{кг/м} \cdot \text{сек}$,

γ — удельный вес в кг/м^3 .

Если нет безусловных указаний, что формулы и данные относятся к режиму ламинарного течения, то их надо считать применимыми только к турбулентному режиму.

Если отсутствуют какие-либо указания о противоположном, опытные данные относятся к жидкостям. Газы и пары при небольших скоростях движения дают в большинстве случаев те же результаты, что и жидкости. О больших скоростях прососа газов (свыше 30 — 50 м/сек) см. Stodola, „Steam Turbines“, New York 1927.

Расширение, экспансия и потеря при истечении. Внезапное расширение (рис. 48) канала дан-

ной площади поперечного сечения S_1 (м²) при средней скорости V_1 (м/сек) до канала с большим поперечным сечением S_2 и скоростью V_2 сопровождается потерей механической энергии от трения.

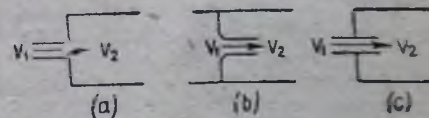


Рис. 48. Внезапное расширение.

$$F = \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g} = \frac{V_1^2}{2g} \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2 \frac{\text{кгм}}{\text{кг}_{\text{протек. жидкости}}} \quad (41)$$

Эта формула верна независимо от формы поперечного сечения канала для жидкостей при турбулентном режиме течения [см. Schaff, Trans. A. S. M. E., Hydraulics 51, 83 (1929)] и применяется обычно также для газов при умеренной скорости прососа.

Уравнение приложимо также в случае истечения в большой сосуд, в этом случае величина S_2 практически бесконечно велика и $F = \frac{V_1^2}{2g}$. Если течение в узкой трубе ламинарно, результаты вычисления с помощью уравнения (41), должны быть повидимому удвоены (ср. стр. 873). По крайней мере этот способ вычисления дает в чистом виде потерю от расширения в капиллярах вискозиметра; в предельном случае скоростью V_2 в конечном резервуаре можно пренебречь.

Если переход от узкого канала к широкому при любой форме поперечного сечения осуществляется в равномерно расширяющемся канале (рис. 49) с прямолинейной осью, полный перепад давлений Δp между обоими концами расширяющейся части может быть вычислен с помощью интегрирования уравнения (32) (стр. 921) при условии, что угол β между расширяющимися стенками канала не превышает 7° ; при величине угла β больше 10° потеря от трения очень

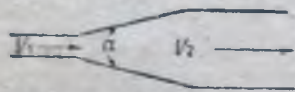


Рис. 49. Расширяющийся канал.

быстро возрастает и свыше $30-40^\circ$ потеря от трения часто значительно превышает потерю, возникающую при внезапном расширении трубы из узкой в более широкую. Поскольку потеря от трения повидимому за-

висит от величины $\frac{D_1 G_1}{\mu}$ (совместно с углом

расширения канала и коэффициентом расширения), а также от характера первоначального распределения скоростей, от длины канала и формы поперечного сечения нижнего по течению отрезка канала — оказывается трудным, если не совершенно невозможным, дать общее уравнение для случая $\beta > 7^\circ$. (Экспериментальные данные и теория приведены у Nikuradse [Forschungsarbeiten 289 (1929)], Donch [там же 282 (1926)] Kröner [там же 222 (1915)]. Gibson [„Hydraulics and Its Applications“] дает для $\beta = 7,5^\circ$ до 35° следующую зависимость:

$$F = 3,50 (\operatorname{tg} \beta/2)^{1,22} \cdot \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g} \cdot \frac{K_{\Sigma M}}{K_{\Sigma} \text{ жидкости}} \quad (42)$$

которая хорошо согласуется с полученными им результатами при изучении турбулентного истечения воды через конические расширения, соединяющие следующие пары труб: 40 мм и 76 мм; 51 мм и 76 мм; 13 мм и 41 мм; 25 мм и 76 мм (во всех случаях дан размер внутреннего диаметра). Согласно Gibson трубообразные расширения с постоянным увеличением расширения на единицу длины оси трубы дают при скоростном напоре $\frac{V^2}{2g}$ на 20 — 60% меньше потерю от трения, чем прямолинейно расширяющиеся трубы той же длины.

Сужение и потери при входе. При остроугольном входе в трубу или при внезапном сужении поперечного сечения канала (рис. 50) потеря механической энергии от трения равна

$$F = K \frac{V_2^2}{2g} \frac{K_{\Sigma M}}{K_{\Sigma} \text{ жидкости}}, \quad (43)$$

где V_2 — линейная скорость в м/сек в более узкой трубе и K — коэффициент, зависящий от отношения площадей сечений более узкой трубы S_2 к более широкой трубе S_1 . Для $S_2/S_1 < 0,715$

$$K = 0,4 \left(1,25 - \frac{S_2}{S_1} \right)$$

$$\text{для } S_2/S_1 > 0,715; K = 0,75 \left(1 - \frac{S_2}{S_1} \right).$$

Если входной отрезок имеет вид трубы (музыкальной) или округлен, напр. в хорошо оформленных соплах (см. стр. 885), или же если он имеет коническую форму наподобие верхнего (по течению) участка трубки Вентури (см. стр. 887), величина K из уравнения (43) несколько больше 0,05, независимо от величины отношения S_2/S_1 при условии, что течение в более узком канале сохраняет турбулентный характер. Если же в более узкой трубе устанавливается ламинарное течение, было найдено, что хотя потерей от трения при входе и можно, вообще говоря, пренебречь, но по данным Boussinesq [Compt. rend. 113, 9, 49, (1891)] на участке



Рис. 50. Внезапное сужение.

длиной $0,065 \frac{DG}{\mu}$ диаметров трубы на-

блюдается ненормально высокий перепад давления. Эти данные находятся в согласии с опытами Nikuradse (l. c.).

Причиной ненормальной величины перепада давления является работа, необходимая для создания параболического распределения скоростей при ламинарном течении в трубе. Увеличение наблюдаемых потерь от трения возникает по той же причине вблизи входа в трубу при турбулентном течении [см. Schiller, „Vorträge aus dem Gebiete der Aerodynamik“ Springer (1930)], но имеющиеся данные еще недостаточны для составления уравнений для их подсчета. К счастью, это явление повидимому имеет меньше значения при турбулентном режиме, чем при ламинарном. Все же именно этот факт является серьезным источником расхождений между различными опытами по измерению трения в трубах.

При числе Рейнольдса

$$\frac{DG}{\mu} = 2000$$

потеря от трения при входе заметна для труб длиной до 130 диаметров. Так как в прямой трубе с округленным отверстием для входа, присоединенной к резервуару, в котором жидкость находится в покое, без особых трудностей может быть поддержан ламинарный режим течения вплоть до очень больших чисел Рейнольдса [см. Schiller, Z. Physik 3, 412 (1920), который наблюдал ламинарное течение в очень шероховатых трубах при числах Рейнольдса до 20000], то отклонение от закона Пуазейля вблизи входа может быть значительным в коротких трубах с округленным входным отверстием. Это обстоятельство имеет очень большое значение в вискозиметрии.

Для круглых труб можно легко определить величину перепада давления при ламинарном течении на участках трубы, следующих

непосредственно за входным отверстием с округленными краями, используя для этой цели диаграмму рис. 51. [Schiller, Z. angew. Math. Mech. 2, 96 (1922)].

Хотя диаграмма дает верные результаты только для первой половины длины входного участка, она все же дает прекрасное совпаде-

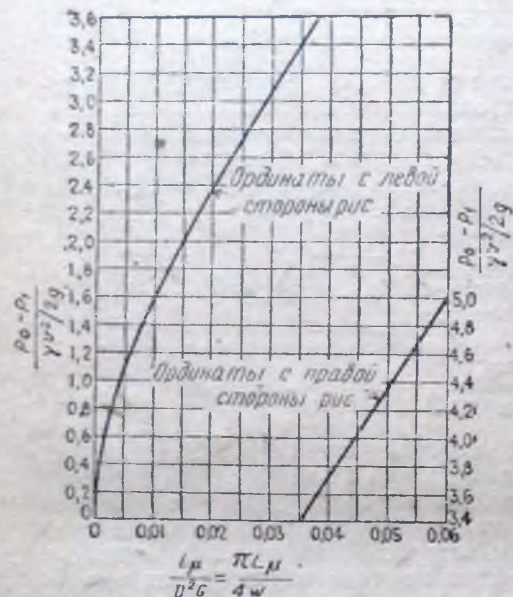


Рис. 51. Влияние входного участка при ламинарном течении.

энергия нижнего течения равна $\frac{V^2}{2g}$, поскольку параболическое распределение скоростей еще не установилось в точке внутри трубы непосредственно за каналом. Если труба расположена не горизонтально, ординаты рис. 51. должны быть взяты в виде

$$\left[\frac{p_0 - p_1}{\gamma V^2} + \frac{z_0 - z_1}{V^2} \right],$$

где $z_0 - z_1$ обозначает разницу уровней (в м) двух заданных точек.

Диафрагмы, отверстия и т. п. Полная потеря от трения при проходе в трубопроводе через прямоугольное отверстие или эквивалентную диафрагму может быть определена с помощью рис. 27 (стр. 884), который содержит необходимые данные для газов при умеренных скоростях течения и для жидкостей. Если в верхнем по течению участке канала течение носит прямолинейный характер $\left(\frac{D_1 G_1}{\mu_1} < 2100 \right)$, то

имеющиеся данные, хотя и очень недостаточные, указывают, что полная потеря от трения F (кгм/кг) равна разности напоров по обе стороны отверстия, выраженной в м протекающей жидкости. Для круглых отверстий с острыми краями при

$$\left[\left(\frac{D_1 G_1}{\mu_1} \right) \left(\frac{D_1}{D_2} \right) \right] < 10$$

величина L_e

$$L_e = \frac{C^2}{64} \left(\frac{D_2}{D_1} \right) \left[\left(\frac{D_1}{D_2} \right)^4 - 1 \right], \quad (44)$$

где $C = 6,38 + 2,33 \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^2$; индексы 1 и 2 обозначают соответственно условия в верхней части течения в трубе и в отверстии [Johnson, Aeronautic Research Committee, Great Britain, Repts. and Memoranda, 1252 (1929)]. Методы по определению перепада давления около отверстий см. стр. 890 и сл. Сопротивления при проходе через трубы Вентури описаны на стр. 887 сл.

Полная потеря от трения при проходе через хорошо оформленные сопла или округленные отверстия в трубопроводах определяется с помощью уравнений, характеризующих потерю при расширении [уравнение (41), стр. 939], при учете расширения от поперечного сечения суженного места до поперечного сечения канала в нижней части течения.

Колена, изгибы и др. фасонные части труб. Определение сопротивлений фасонных частей производится обычно при измерении полной потери от трения F_e в системе, состоящей из двух или более участков прямых труб, соединенных между собой определенным числом одинаковых фасонных деталей. Для определения одной только потери от трения при протекании через фасонные части из общей потери вычитают потерю на прямых участках труб. Можно подходить тремя основными способами при определении длины прямых участков труб в испытуемой системе: а) $L = \sum A$ (см. рис. 52), т. е. равна сумме длин отдельных отрезков прямых труб; б) $L = \sum C$, т. е. равна сумме расстояний между точками пересечения продолжений осевых линий ряда последующих прямых труб; в) L равна фактической длине осевой линии всей испытуемой системы. Мы будем пользоваться первым способом, (а). Обычно в справочниках по вентиляции и отоплению пользуются третьим способом подсчета (а также при гидравлических расчетах большого масштаба). Фактически разница между тремя способами подсчета ничтожна, за исключением колен с большим радиусом закругления, но все же некоторые из полученных расхождений между результатами различных авторов могут быть объяснены отсутствием в их работах указаний о способе подсчета длины испытуемой системы. Нижеприведенные данные приведены, насколько это возможно, в виде L , числа диаметров прямых отрезков труб эквивалентных фасонным частям (стр. 938 сл.). В области турбулентного течения L_e для изгибов и колен, т. е. для наиболее

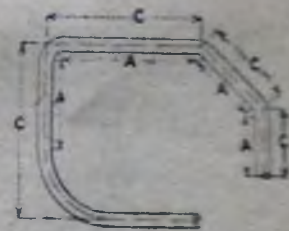


Рис. 52.

хорошо изученных фасонных частей лишь очень мало меняется с изменением числа Рейнольдса.

Табл. 20 была составлена на основании данных различных авторов и дает наиболее достоверные средние значения L_e . Библиография

Таблица 20

Потеря от трения в коленах круглых труб, в водомерах и т. п.

(только турбулентное течение)		L_e (диам. труб)
90° колена от 9,5 до 63,5 мм		30
от 76 до 152 мм		40
45° колена	25—76 мм.	15—20
90° колена с большим радиусом		
Тройники, используемые в качестве колен, 25—100 мм, (полномерный отвод)		60—90
(следует применять более высокие значения, если жидкость поступает через отвод)		
Прямоугольные колена (пересечение двух цилиндров)		50
Два 90° колена, использованные в качестве обратных изгибов		Взять удвоенную величину для одного 90° колена
Шаровые вентили 25—64 мм		45
76—152 мм		60
178—254 мм		75
Заслонки	}	Ничтожно
Флянцы		
Соединения		
Водомеры		
Дисковые		135—400
Поршневые		600
Ударные, колесные		200—300

первоисточников экспериментальных работ и теоретическое обсуждение вопроса даны у Н. Richter [Forschungsarbeiten, 338 (1930)];

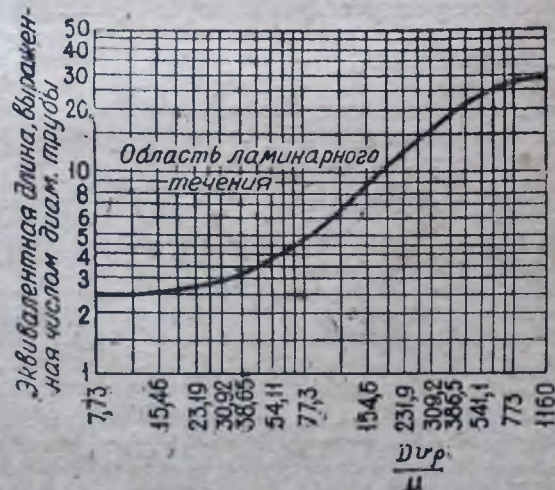


Рис. 53. Потери от трения в коленах.

Gibson, „Hydraulics“; Wilson, Mc Adams и Seltzer, Ind. Eng. Chem. 14, 105—119 (1922); Giesecke, Reming. Knudsen, Univ. Texas Bull. 2712 [инж. серия № 22 (1927)]. Большинство приведенных

данных относятся к течению жидкостей через так называемые реальные (газовые) стандартные фасонные части. Данные, приведенные для различных водомеров, грубо приближительны, т. к. между различными водомерами одного и того же типа, изготовляемыми различными фирмами, существуют большие различия. На рис. 53 приведены результаты для ламинарного течения через колена [Wilson, Mc Adams, Seltzer (l. c.)].

Сопротивление различных фасонных частей по Foster [Trans. A. S. M. E 42, 647 (1920)] приведено в табл. 21 и вычислено по формуле

$$L_e = 54,2 \zeta D^{1,2},$$

где L_e — длина трубы в м, равная по сопротивлению испытуемой фасонной части, ζ — коэффициент сопротивления, зависящий от формы фасонной части, и D — диаметр в м.

Таблица 21

Сопротивление изогнутых фасонных частей, выраженное в эквивалентных длинах прямых стандартных труб в метрах

Нормальн. размер трубы в мм		Тип сопротивления							
		Заслонка	Длинные, плавно закругленные колена	Полудл. закр. колена или от- воды, уменьш. на 1/4	Станд. колена или отводы, уменьш. до 1/2	Угловые клапаны	Закрыт. обратн. изгибы	Отводы с боков. отверстием	Шаров. клапаны
Коэффициент сопротивления ζ									
		0,25	0,33	0,42	0,67	0,90	1,00	1,33	2,00
12,5	0,10	0,12	0,16	0,26	0,34	0,38	0,51	0,75	
19	0,13	0,17	0,22	0,36	0,48	0,53	0,71	1,07	
25,4	0,17	0,24	0,30	0,48	0,64	0,71	0,95	1,43	
32	0,25	0,33	0,42	0,67	0,90	0,99	1,33	2,00	
38	0,30	0,39	0,50	0,80	1,07	1,20	1,59	2,36	
51	0,40	0,53	0,68	1,08	1,45	1,62	2,15	3,26	
63	0,50	0,66	0,84	1,34	1,80	2,00	2,66	4,00	
76	0,65	0,85	1,10	1,74	2,35	2,60	3,48	5,26	
89	0,77	1,02	1,30	2,07	2,78	3,10	4,13	6,16	
102	0,91	1,19	1,51	2,42	3,24	3,60	4,80	7,20	
114	0,99	1,36	1,72	2,76	3,70	4,11	5,47	8,25	
127	1,18	1,56	1,99	3,17	4,25	4,73	6,27	9,40	
152	1,47	1,93	2,47	3,93	5,30	5,86	7,80	11,70	
178	1,75	2,31	2,95	4,70	6,30	7,00	9,35	14,00	
204	2,04	2,70	3,42	5,45	7,35	8,20	10,85	16,20	
254	2,67	3,56	4,50	7,13	9,60	10,70	14,30	21,20	
305	3,32	4,40	5,60	8,93	12,00	13,30	17,70	26,20	

Гладкие колена круглых медных труб были тщательно изучены Richter (l. c.), который свел свои результаты весьма точно в формулу

$$L_e = 0,0202 m \beta^{1,10} \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{0,032}, \quad (43)$$

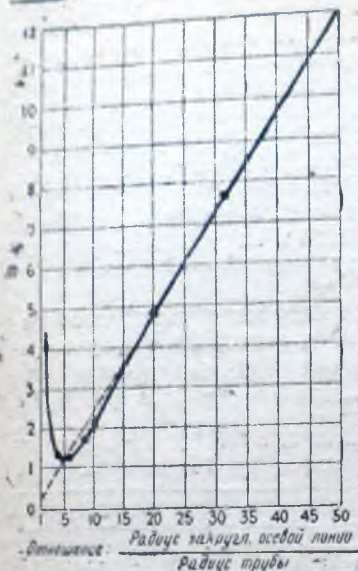


Рис. 54.

где m — величина, зависящая от радиуса закругления, дана на рис. 54 и β — угол между осями изгиба. Для обычных расчетов множитель, содержащий число Рейнольдса $\frac{DG}{\mu}$, можно

принять равным единице. Если радиус закругления больше прибл. 8 диаметров труб, то $m = 0,482$ (радиуса закругления осевой линии, выраженного в диаметрах трубы) (см. пунктирную линию на рис. 54). В опытах Richter были изучены 21 различные изгибы с диаметром трубы в 40 мм, с углом β от 10,3° до 180° и радиусом закругления от 0,85 до 47,75 диаметров труб; а также одно колено 88,4° и диам. 20 мм. Число Рейнольдса изменялось от 1660 до 72 000, но уравнение (45) выражает лишь зависимость для турбулентного режима течения. Уравнение хорошо согласуется с результатами других исследователей и приложимо также

к гладко сваренным изгибам, составленным из технических фасонных частей, напр. к поворотам труб.

VI. ПЕРЕПАД ДАВЛЕНИЯ В ТЕПЛООБМЕННИКАХ И БАШНЯХ С НАСАДКОЙ

Теплообменники

До сих пор имеется слишком мало данных для составления простого уравнения для вычисления перепада давления при течении жидкости через теплообменники с внутренними перегородками. Уравнения (46) и (47), приведенные ниже, служат для вычисления перепада давления при течении через трубчатые теплообменники без перегородок, уравнение (48) — для вычисления перепада давления при течении через ряд перегородок.

При помощи этих уравнений можно вычислить и общий перепад давлений в теплообменнике с перегородками.

Перепад давления при течении через открытые трубчатые теплообменники. Опытные данные ряда исследователей¹ для турбулентного течения газов и жидкостей в направлении, перпендикулярном к ряду расположенных друг над другом труб без

¹ Reiter, Mitt. Forschungs, 269, 1925; Rietschel, Mitt. Prüfungs. f. Helz. u. Lüftung. Königl. Tech. Hochschule, Berlin, 3, Sept. 1930; Allen, Trans. Am. Soc. Heat. Vent. Eng., 23 141, 1917. Soule, там же 19, 391, 1913; Sieder и Scott, излож. Mc Adams, „Heat Transmission“, p. 119; Mc Graw Hill. New York 1933.

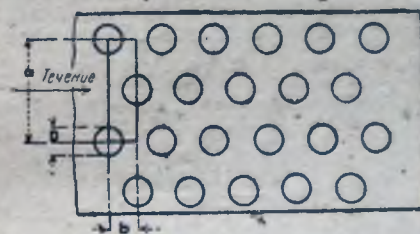
перегородок, были использованы в качестве основы для вычисления следующих уравнений:

$$\Delta p = \frac{4fm\gamma u}{2g} \quad (46)$$

$$f = 0,75 \left(\frac{C \cdot u_{\max} \gamma}{\mu} \right)^{-0,2} \quad (46a)$$

где все величины выражены в системе кг, м, сек.

Δp — перепад давления в кг/м², f — функция безразмерного числа Рейнольдса $\frac{C \cdot u_{\max} \gamma}{\mu}$, m — число рядов трубок, расположенных перпендикулярно к потоку жидкости (см. рис. 55), γ — удельный вес жидкости в кг/м³, u_{\max} — максимальная скорость через минимальное поперечное сечение в м/сек. g — ускорение силы тяжести = 9,81 м/сек².

Рис. 55. Размеры трубчатого теплообменника ($m = 11$).

C — расстояние (просвет) между рядами трубок в м ($C = c - D$ см, рис. 55), μ — абсолютная вязкость жидкости при средней температуре в кг/м · сек.

Две формы уравнений (46) и (46 а), выраженные в обычных технических единицах, имеют вид:

$$\Delta p = \frac{0,0392 m \gamma^{0,8} u_{\max}^{1,8} \cdot Z^{0,2}}{C^{0,2}} \quad (46b)$$

$$\Delta p = \frac{0,004 m G^{1,8} Z^{0,2}}{\gamma C^{0,2}} \quad (46c)$$

где Δp — перепад давления в кг/м², Z — абсолютная вязкость жидкости при средней температуре в сантипуазах, C — расстояние между рядами трубок в м, G — скорость массы в т/час · м², остальные обозначения те же, что выше. Потеря напора в мм вод. ст. выражается той же величиной Δp .

Приведенные уравнения относятся к числам $\frac{C \cdot u_{\max} \gamma}{\mu}$ от 40 до 25 000,

к величинам $\frac{C}{D}$ от 0,1 до 1,1 и к $\frac{a}{b}$ от 1,0 до 1,42 (для равномерного расположения труб $\frac{a}{b} = 1,155$).

При числах Рейнольдса ниже $\frac{C \cdot u_{\max} \gamma}{\mu}$ примерно 40 в вышеприведенных условиях течение становится ламинарным.

Данные Sieder и Scott, приведенные Mc Adams (1. с.) для масел, протекающих ламинарно в перпендикулярном направлении через ряды трубок без перегородок, расположенных в углах равносторонних треугольников, были положены в основу следующих уравнений:

$$\Delta p = \frac{4f \gamma u_{\max}^2 L}{2gD_e} \quad (47)$$

$$f = 26,5 \left(\frac{D_e u_{\max} \gamma}{\mu} \right)^{-1}, \quad (47a)$$

где L — длина группы трубок в направлении течения в м,

D_e — эквивалентный диаметр в м³/м², соответствующий четырехкратной величине свободного объема, деленной на величину поверхности трубок (остальные обозначения даны выше).

Две формы уравнений (47) и (47а), выраженные в технических единицах, имеют вид:

$$\Delta p = \frac{0,0054 L u_{\max} Z}{D_e^2} \quad (47b)$$

$$\Delta p = \frac{0,00153 L G Z}{\gamma D_e^2}, \quad (47c)$$

где D_e — эквивалентный диаметр в м³/м²; остальные обозначения даны выше. Ламинарное течение устанавливается для значений $\frac{D_e u_{\max} \gamma}{\mu}$ менее 100.

Перепад давлений при течении через перегородки. Перегородка, имеющая форму кругового сегмента, может рассматриваться как отверстие при подстановке коэффициента 0,71 или с использованием уравнения

$$\Delta p = \frac{0,00815 \cdot n \cdot G^2}{\gamma}, \quad (48)$$

где Δp — перепад давления в кг/м²,

n — число перегородок в секции,

G — весовая скорость через перегородку в кг/час · м² и

γ — удельный вес жидкости в кг/м³.

Перегородка с круглым отверстием может рассматриваться как квадратное отверстие, если умножить на коэффициент 0,61 и использовать коэффициент давления из рис. 27 (стр. 884).

Башни с насадками

Перепад давления при проходе через зернистые материалы. Chilton и Colburn [Ind. Eng. Chem. 23, 913, (1931)] советуют применять уравнение (49) для подсчета перепада давления при прососе через слой катализаторной массы или через слой башенной насадки.

Уравнение было составлено на основании данных, полученных при прососе газов и жидкостей через слой твердых зерн равносторонней формы. Для других типов насадок в уравнение нужно ввести поправочный коэффициент; при прососе газов через насадку, смоченную жидкостью, также необходимо ввести поправку. Данные для зерн круг-

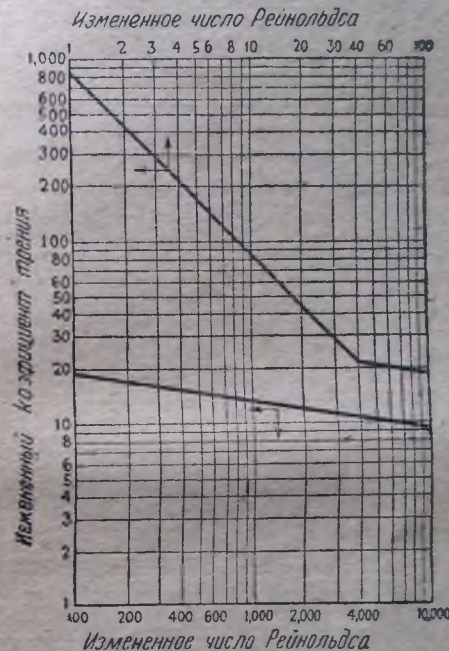


Рис. 56. Коэффициенты трения для течения через зернистые материалы.

нее 25 мм и для тех случаев, когда по насадке стекает жидкость в то время, как через насадку просасывается газ, до сих пор еще весьма недостаточны и для этих случаев уравнение должно рассматриваться как весьма приближенное.

Рекомендуемое уравнение имеет вид:

$$\Delta p = \frac{202 \cdot f' \cdot c \gamma V^2 L}{D_{cp}} = \frac{16 \cdot f' \cdot c G^2 L}{D_{cp} \gamma}, \quad (49)$$

где Δp — перепад давления в кг/м², f' — коэффициент трения, зависящий от величины $\frac{D_{cp} V \gamma}{Z}$ (см. рис. 56); c — коэффициент влияния стенок

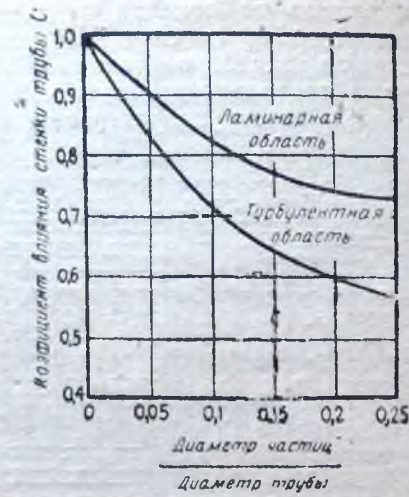


Рис. 57. Коэффициент влияния стенки.

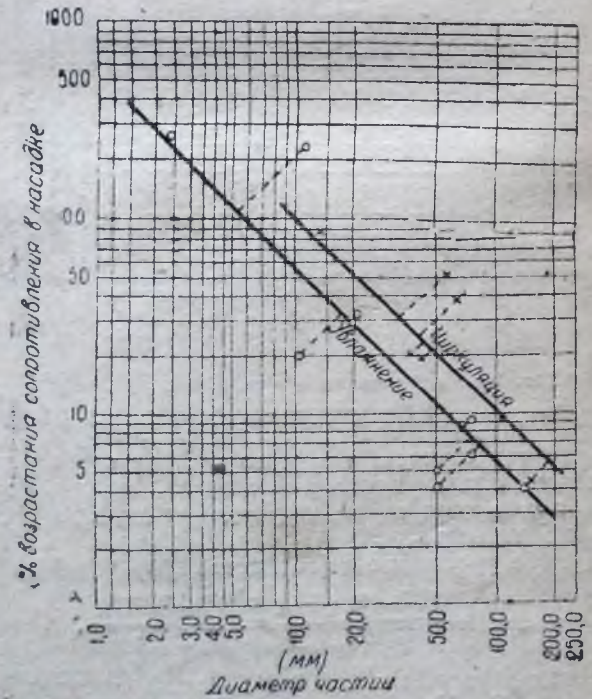


Рис. 58. Влияние смачивания башенной насадки.

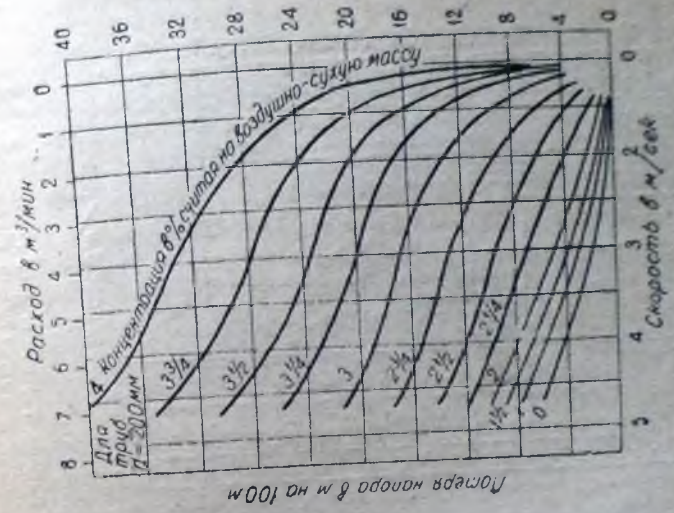


Рис. 60. Течение жидкой бумажной массой через 200-мм трубы.

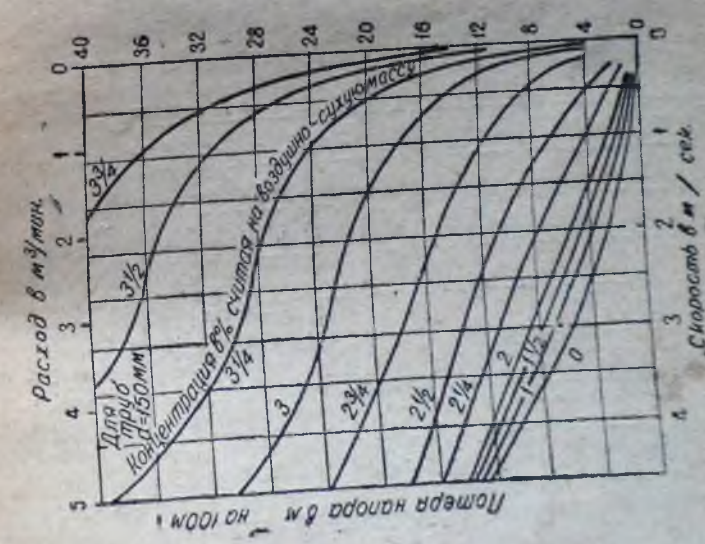


Рис. 59. Течение жидкой бумажной массой через 150-мм трубы.

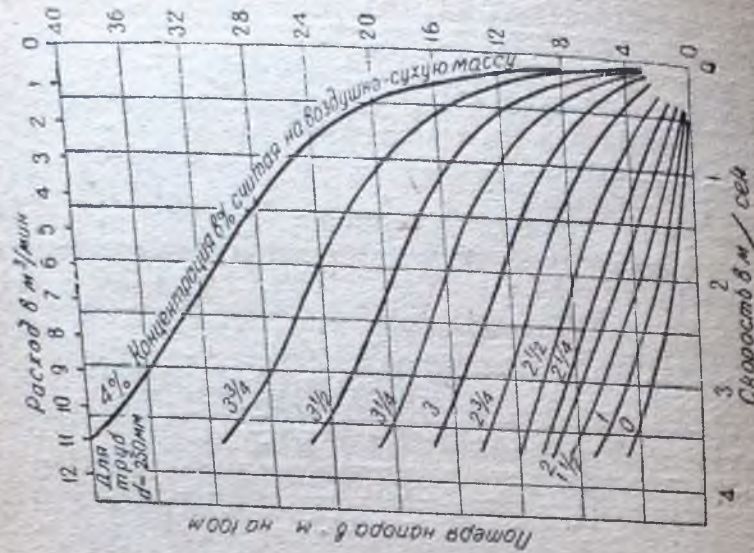


Рис. 62. Течение жидкой брызжливой массы через 300-мм трубы.

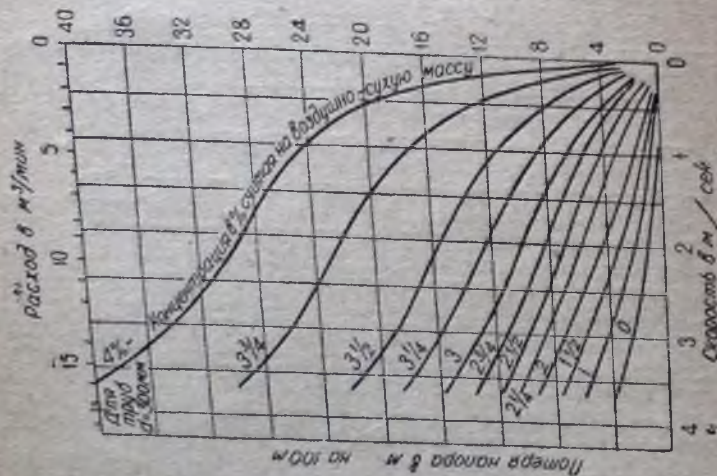


Рис. 61. Течение жидкой брызжливой массы через 250-мм трубы.

(см. рис. 57), γ — средний удельн. вес жидкости (газа) при входе и выходе в кг/м³, V — средняя скорость жидкости (газа) в м/сек, рассчитанная по полной площади поперечного сечения башни или трубы и отнесенная к удельн. весу (γ), D_{cp} — средний диаметр частиц насадки в мм, G — скорость массы жидкости, отнесенная к полной площади поперечного сечения трубы или башни в кг/час · м², Z — вязкость в сантипуазах, L — высота, соответственно длина, насадки в м. Для твердых зернистых насадок, коэффициент трения f' может быть взят из рис. 56, где величины f' отложены на ординате и величины $\frac{DV\gamma}{Z}$ на оси абсцисс.

Для определения коэффициента трения полых насадок, напр. колец Рашига, стеклянных колец, проволочных спиралей и т. п., необходимо ввести поправочный коэффициент из табл. 22. Коэффициент трения, определенный из рис. 56, затем умножается на поправочный коэффициент из табл. 22.

Таблица 22

Поправочные коэффициенты для полых насадок

Материал	Размеры в мм ¹	D_{cp}	Коэффициент		Автор
			турбул.	ламинар. ²	
Кольца Рашига	25 × 25 × 3,56	25	0,28	0,5	Blake ³
Стеклянные кольца . .	12,4 × 11,4 × 0,76	11,9	0,44	0,6	
" "	9,9 × 9,7 × 0,76	9,9	0,44	0,6	
" "	5,8 × 5,6 × 0,76	5,8	0,84	0,9	Arnould ⁴
Кольца Рашига	25 × 25 × 3,56	25	0,26	0,46	
Треугольные кольца . .	44,4 × 5,1 × 5,1	44,4	0,2	0,4	
Проволочная спираль	25 × 25	25	0,12	0,3	

Не следует брать величину поправочного коэффициента ниже 0,2. Величина коэффициента влияния стенки S может быть взята из рис. 57, который дает правильные результаты для насадок, имеющих 50% пустоты. При отклонении от 50% пустоты получаются небольшие расхождения.

Влияние смачивания или циркуляции жидкости через насадку. В башнях с насадкой, орошаемых жидкостью, сопротивление при прососе газов и паров возрастает. На рис. 58 приведены данные о процентах повышения сопротивления при прососе газов через смоченную насадку по сравнению с сухой насадкой.

Приведенные на рис. 58 данные необходимо использовать с осторожностью, так как количество имеющихся данных недостаточно и скорость циркуляции жидкости неизвестна. Известно, что эта скорость циркуляции несколько влияет на сопротивление насадки, причем по видимому это влияние более значительно при прососе через мелкую насадку, чем при прососе через насадку более крупного размера.

¹ Размеры относятся к диаметру × длину × толщину стенок.

² Приблизительно.

³ Blake, Trans. A. J. Ch. E. 14, 415 (1922).

⁴ Arnould, Chim. Industrie 21, 478 (1930).

Известно, что в „точке затопления“ (когда орошающая жидкость перестает протекать через насадку и дальнейшее увеличение ее количества становится невозможным) наблюдается сильное увеличение сопротивления, причем чем меньше размер насадки, тем меньше предельное количество орошающей жидкости, необходимое для достижения „точки затопления“ (см. отд. VII — „Абсорбция“, стр. 605).

Течение жидкостей, содержащих твердые частицы

Бумажная масса. Ingersoll — Rand приводят в „Справочнике гидравлических величин“ („Cameron Hydraulic Data Handbook“) следующие данные о течении жидкой бумажной массы в трубах различного диаметра (см. рис. 59—62). Диаграммы понятны без дополнительных объяснений.

Песок, ил и т. п. Необходимые данные можно получить в книге Taggart, J. Wiley (Нью-Йорк) „Справочник по обогащению руд“ („Handbook of Ore Dressing“), где приведен краткий обзор небольшого числа данных и сведений, имеющих по этому важному вопросу.

ПРИЛОЖЕНИЕ

МАТЕМАТИЧЕСКИЕ ТАБЛИЦЫ

Таблица 1
Дробные степени чисел

Число	Степень числа									
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	
0,01	0,6310	0,2981	0,2512	0,1585	0,1000	0,0631	0,0398	0,0251	0,0158	
,02	,6762	,4573	,3093	,2091	,1414	,0956	,0647	,0437	,0296	
,03	,7042	,4959	,3492	,2460	,1732	,1220	,0859	,0605	,0405	
,04	,7248	,5253	,3807	,2760	,2000	,1450	,1051	,0792	,0562	
,05	,7411	,5493	,4071	,3017	,2236	,1657	,1228	,0919	,0675	
,06	,7548	,5697	,4300	,3245	,2449	,1849	,1395	,1052	,0795	
,07	,7665	,5875	,4503	,3452	,2646	,2028	,1554	,1192	,0910	
,08	,7768	,6034	,4687	,3641	,2823	,2197	,1707	,1326	,1030	
,09	,7860	,6178	,4856	,3817	,3000	,2358	,1853	,1457	,1145	
,10	,7943	,6310	,5012	,3981	,3162	,2512	,1995	,1585	,1259	
,11	,8019	,6431	,5157	,4136	,3317	,2660	,2133	,1711	,1372	
,12	,8089	,6544	,5294	,4282	,3464	,2802	,2267	,1834	,1483	
,13	,8154	,6650	,5422	,4422	,3606	,2940	,2398	,1955	,1594	
,14	,8215	,6749	,5544	,4555	,3742	,3074	,2525	,2074	,1704	
,15	,8272	,6843	,5660	,4682	,3873	,3204	,2650	,2192	,1813	
,16	,8326	,6931	,5771	,4805	,4000	,3330	,2773	,2308	,1922	
,17	,8376	,7016	,5877	,4922	,4123	,3454	,2893	,2423	,2030	
,18	,8424	,7097	,5978	,5036	,4243	,3574	,3011	,2536	,2137	
,19	,8470	,7174	,6076	,5146	,4359	,3692	,3127	,2649	,2243	
,20	,8513	,7248	,6170	,5253	,4472	,3807	,3241	,2760	,2349	
,21	,8555	,7319	,6261	,5357	,4583	,3920	,3354	,2869	,2455	
,22	,8595	,7387	,6349	,5457	,4690	,4031	,3465	,2978	,2560	
,23	,8633	,7453	,6435	,5555	,4796	,4140	,3575	,3086	,2664	
,24	,8670	,7517	,6517	,5650	,4899	,4248	,3683	,3193	,2768	
,25	,8706	,7579	,6598	,5744	,5000	,4353	,3789	,3299	,2872	
,26	,8740	,7638	,6676	,5834	,5099	,4458	,3895	,3404	,2975	
,27	,8773	,7696	,6752	,5923	,5196	,4559	,3999	,3506	,3078	
,28	,8805	,7752	,6826	,6010	,5292	,4659	,4102	,3612	,3180	
,29	,8836	,7807	,6898	,6095	,5385	,4758	,4204	,3715	,3282	
,30	,8866	,7860	,6969	,6178	,5477	,4856	,4305	,3817	,3384	
,31	,8895	,7912	,7037	,6260	,5563	,4952	,4405	,3918	,3485	
,32	,8923	,7962	,7105	,6340	,5657	,5048	,4504	,4019	,3586	
,33	,8951	,8011	,7171	,6418	,5745	,5142	,4602	,4119	,3687	
,34	,8977	,8059	,7235	,6495	,5831	,5235	,4699	,4219	,3787	
,35	,9003	,8106	,7298	,6571	,5916	,5327	,4796	,4318	,3887	
,36	,9029	,8152	,7360	,6645	,6000	,5417	,4891	,4416	,3987	
,37	,9054	,8197	,7421	,6719	,6083	,5507	,4986	,4514	,4087	
,38	,9078	,8241	,7481	,6791	,6164	,5596	,5080	,4611	,4186	
,39	,9101	,8284	,7539	,6862	,6245	,5684	,5173	,4708	,4285	
,40	,9124	,8326	,7597	,6932	,6325	,5771	,5266	,4805	,4384	
,41	,9147	,8367	,7653	,7000	,6403	,5857	,5357	,4900	,4482	
,42	,9169	,8407	,7709	,7068	,6481	,5942	,5440	,4986	,4581	
,43	,9191	,8447	,7763	,7135	,6558	,6017	,5539	,5081	,4679	
,44	,9212	,8486	,7817	,7201	,6633	,6110	,5629	,5185	,4777	
,45	,9233	,8524	,7870	,7266	,6708	,6193	,5718	,5279	,4874	
,46	,9253	,8562	,7922	,7330	,6782	,6276	,5807	,5373	,4971	
,47	,9273	,8598	,7973	,7393	,6856	,6357	,5895	,5466	,5068	
,48	,9292	,8635	,8023	,7456	,6928	,6438	,5982	,5559	,5166	
,49	,9312	,8670	,8073	,7518	,7000	,6518	,6069	,5651	,5260	

Число	Степень числа								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
0,50	0,9330	0,8706	0,8123	0,7579	0,7071	0,6598	0,6156	0,5743	0,5359
51	9349	8740	8171	7639	7141	6676	6242	5835	5455
52	9367	8774	8219	7698	7211	6755	6327	5927	5551
53	9385	8808	8266	7757	7280	6832	6412	6018	5647
54	9402	8841	8312	7816	7349	6909	6497	6108	5743
55	9420	8873	8358	7873	7416	6986	6580	6199	5839
56	9437	8905	8403	7930	7483	7062	6664	6289	5934
57	9453	8937	8448	7986	7550	7137	6747	6378	6030
58	9470	8968	8492	8042	7616	7212	6830	6467	6125
59	9486	8999	8536	8098	7681	7286	6912	6557	6220
60	9502	9029	8579	8152	7746	7360	6994	6645	6315
61	9518	9059	8622	8206	7810	7434	7075	6734	6409
62	9533	9088	8664	8260	7874	7506	7156	6822	6504
63	9549	9117	8706	8313	7937	7579	7237	6910	6596
64	9564	9146	8747	8365	8000	7651	7317	6998	6692
65	9578	9175	8788	8417	8062	7722	7397	7075	6766
66	9593	9203	8828	8469	8124	7793	7476	7152	6840
67	9608	9230	8868	8520	8185	7864	7555	7259	6974
68	9622	9258	8907	8571	8246	7934	7634	7345	7067
69	9636	9285	8947	8621	8307	8004	7713	7432	7161
70	9650	9312	8985	8670	8367	8074	7791	7518	7254
71	9663	9338	9024	8720	8426	8143	7868	7603	7347
72	9677	9364	9062	8769	8485	8211	7946	7689	7441
73	9690	9390	9099	8817	8544	8279	8023	7774	7533
74	9703	9416	9136	8865	8602	8347	8100	7859	7626
75	9716	9441	9173	8913	8660	8415	8176	7944	7719
76	9729	9466	9210	8960	8718	8482	8252	8029	7811
77	9742	9491	9246	9007	8775	8545	8328	8113	7904
78	9755	9515	9282	9054	8832	8615	8404	8197	7996
79	9767	9540	9317	9100	8888	8681	8479	8281	8088
80	9779	9564	9353	9146	8944	8747	8554	8365	8181
81	9792	9587	9388	9192	9000	8812	8629	8449	8273
82	9804	9611	9422	9237	9055	8877	8703	8532	8364
83	9816	9634	9456	9282	9110	8942	8777	8615	8456
84	9827	9657	9490	9326	9165	9007	8851	8698	8548
85	9839	9680	9524	9371	9220	9071	8925	8781	8639
86	9850	9703	9558	9415	9274	9135	8998	8863	8731
87	9862	9725	9591	9458	9327	9198	9071	8946	8822
88	9873	9748	9624	9502	9381	9262	9144	9028	8913
89	9884	9770	9656	9545	9434	9325	9217	9110	9004
90	9895	9792	9689	9587	9487	9387	9289	9192	9096
91	9906	9813	9721	9630	9539	9450	9361	9273	9186
92	9917	9835	9753	9672	9592	9512	9433	9355	9277
93	9928	9856	9785	9714	9644	9574	9505	9436	9368
94	9938	9877	9816	9756	9695	9636	9576	9517	9458
95	9949	9898	9847	9797	9747	9697	9647	9598	9549
96	9959	9918	9878	9838	9798	9758	9718	9679	9639
97	9970	9938	9905	9870	9835	9800	9765	9730	9695
98	9980	9960	9940	9920	9900	9880	9860	9840	9820
99	9990	9980	9970	9960	9950	9940	9930	9920	9910

число	Степень числа								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
1,0	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
1,1	1,010	1,019	1,029	1,039	1,049	1,059	1,069	1,079	1,089
1,2	1,018	1,037	1,056	1,076	1,096	1,116	1,136	1,157	1,176
1,3	1,027	1,054	1,082	1,111	1,140	1,171	1,202	1,234	1,266
1,4	1,034	1,070	1,106	1,144	1,183	1,224	1,266	1,309	1,354
1,5	1,041	1,085	1,129	1,176	1,225	1,275	1,328	1,383	1,440
1,6	1,048	1,099	1,151	1,207	1,265	1,326	1,389	1,457	1,527
1,7	1,055	1,112	1,173	1,237	1,304	1,375	1,450	1,529	1,612
1,8	1,061	1,125	1,193	1,265	1,342	1,423	1,509	1,600	1,697
1,9	1,066	1,137	1,212	1,293	1,378	1,470	1,567	1,671	1,782
2,0	1,072	1,149	1,231	1,320	1,414	1,516	1,625	1,741	1,866
2,1	1,077	1,160	1,249	1,346	1,449	1,561	1,681	1,810	1,950
2,2	1,082	1,171	1,267	1,371	1,483	1,605	1,736	1,879	2,032
2,3	1,087	1,181	1,284	1,396	1,517	1,648	1,792	1,947	2,116
2,4	1,092	1,191	1,300	1,419	1,549	1,691	1,846	2,015	2,196
2,5	1,096	1,201	1,316	1,443	1,581	1,733	1,899	2,081	2,281
2,6	1,100	1,211	1,332	1,466	1,613	1,774	1,952	2,146	2,363
2,7	1,104	1,220	1,347	1,488	1,643	1,815	2,004	2,214	2,445
2,8	1,109	1,229	1,362	1,510	1,678	1,855	2,056	2,279	2,526
2,9	1,112	1,237	1,376	1,531	1,703	1,894	2,107	2,344	2,607
3,0	1,116	1,246	1,390	1,552	1,732	1,933	2,158	2,408	2,688
3,1	1,120	1,254	1,404	1,572	1,761	1,972	2,208	2,472	2,766
3,2	1,123	1,262	1,418	1,592	1,789	2,010	2,257	2,536	2,840
3,3	1,127	1,270	1,431	1,612	1,817	2,047	2,307	2,599	2,920
3,4	1,130	1,277	1,444	1,632	1,844	2,084	2,355	2,662	3,008
3,5	1,134	1,285	1,456	1,651	1,871	2,121	2,404	2,724	3,088
3,6	1,137	1,292	1,469	1,669	1,897	2,157	2,451	2,786	3,167
3,7	1,140	1,299	1,481	1,688	1,924	2,192	2,489	2,848	3,246
3,8	1,143	1,306	1,492	1,706	1,949	2,228	2,526	2,910	3,325
3,9	1,146	1,313	1,504	1,724	1,975	2,263	2,563	2,971	3,404
4,0	1,149	1,320	1,516	1,741	2,000	2,297	2,639	3,031	3,482
4,1	1,152	1,326	1,527	1,758	2,025	2,332	2,685	3,092	3,561
4,2	1,154	1,332	1,538	1,775	2,049	2,366	2,731	3,152	3,639
4,3	1,157	1,339	1,549	1,792	2,074	2,399	2,778	3,212	3,716
4,4	1,160	1,345	1,560	1,809	2,098	2,433	2,821	3,272	3,794
4,5	1,162	1,351	1,570	1,825	2,121	2,466	2,866	3,331	3,872
4,6	1,165	1,357	1,581	1,841	2,145	2,498	2,910	3,390	3,949
4,7	1,167	1,363	1,591	1,857	2,168	2,531	2,954	3,449	4,026
4,8	1,170	1,369	1,601	1,873	2,191	2,563	2,998	3,508	4,103
4,9	1,172	1,374	1,611	1,888	2,214	2,595	3,042	3,566	4,180
5,0	1,175	1,380	1,621	1,904	2,236	2,627	3,085	3,624	4,257
5,1	1,177	1,385	1,630	1,919	2,258	2,658	3,128	3,682	4,334
5,2	1,179	1,391	1,640	1,934	2,280	2,689	3,171	3,739	4,411
5,3	1,182	1,396	1,649	1,949	2,302	2,720	3,213	3,797	4,488
5,4	1,184	1,401	1,659	1,963	2,324	2,751	3,256	3,854	4,565
5,5	1,186	1,406	1,668	1,978	2,345	2,781	3,298	3,911	4,642
5,6	1,188	1,411	1,677	1,992	2,366	2,811	3,340	3,968	4,719
5,7	1,190	1,416	1,686	2,006	2,388	2,841	3,382	4,024	4,796
5,8	1,192	1,421	1,694	2,020	2,408	2,871	3,423	4,081	4,873
5,9	1,194	1,426	1,703	2,034	2,429	2,901	3,464	4,137	4,950

Продолжение табл. 1

Число	Степень числа								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
6,0	1,197	1,431	1,712	2,048	2,450	2,930	3,505	4,193	5,016
6,1	1,198	1,436	1,720	2,061	2,470	2,960	3,546	4,249	5,091
6,2	1,200	1,440	1,729	2,075	2,490	2,988	3,587	4,304	5,166
6,3	1,202	1,445	1,737	2,088	2,510	3,017	3,627	4,360	5,241
6,4	1,204	1,449	1,745	2,101	2,530	3,046	3,667	4,415	5,316
6,5	1,206	1,454	1,754	2,114	2,550	3,074	3,707	4,470	5,390
6,6	1,208	1,459	1,762	2,127	2,569	3,103	3,747	4,525	5,465
6,7	1,210	1,463	1,769	2,140	2,588	3,131	3,787	4,580	5,539
6,8	1,211	1,467	1,777	2,153	2,608	3,159	3,826	4,635	5,614
6,9	1,213	1,472	1,785	2,165	2,627	3,187	3,865	4,689	5,688
7,0	1,215	1,476	1,793	2,178	2,646	3,214	3,905	4,743	5,762
7,1	1,216	1,480	1,800	2,190	2,665	3,242	3,944	4,797	5,836
7,2	1,218	1,484	1,808	2,203	2,683	3,269	3,982	4,851	5,910
7,3	1,220	1,488	1,816	2,215	2,702	3,296	4,021	4,905	5,984
7,4	1,222	1,492	1,823	2,227	2,720	3,323	4,059	4,959	6,058
7,5	1,223	1,496	1,830	2,239	2,739	3,350	4,098	5,012	6,131
7,6	1,225	1,500	1,838	2,251	2,757	3,377	4,136	5,066	6,205
7,7	1,226	1,504	1,845	2,263	2,775	3,403	4,174	5,119	6,278
7,8	1,228	1,508	1,852	2,274	2,793	3,430	4,212	5,172	6,352
7,9	1,230	1,512	1,859	2,286	2,811	3,456	4,250	5,225	6,425
8,0	1,231	1,516	1,866	2,297	2,828	3,482	4,287	5,278	6,498
8,1	1,233	1,520	1,873	2,309	2,846	3,508	4,325	5,331	6,571
8,2	1,234	1,523	1,880	2,320	2,864	3,534	4,362	5,383	6,644
8,3	1,236	1,527	1,887	2,332	2,882	3,560	4,399	5,436	6,717
8,4	1,237	1,531	1,894	2,343	2,898	3,586	4,436	5,488	6,790
8,5	1,239	1,534	1,900	2,354	2,916	3,611	4,473	5,540	6,862
8,6	1,240	1,538	1,907	2,365	2,933	3,637	4,510	5,592	6,935
8,7	1,242	1,541	1,914	2,376	2,950	3,662	4,546	5,644	7,008
8,8	1,243	1,545	1,920	2,387	2,967	3,687	4,583	5,696	7,080
8,9	1,244	1,548	1,927	2,398	2,983	3,712	4,619	5,748	7,152
9,0	1,246	1,552	1,933	2,408	3,000	3,737	4,656	5,800	7,225
9,1	1,247	1,555	1,940	2,419	3,017	3,762	4,692	5,851	7,297
9,2	1,249	1,559	1,946	2,430	3,033	3,787	4,728	5,903	7,369
9,3	1,250	1,562	1,952	2,440	3,050	3,812	4,764	5,954	7,441
9,4	1,251	1,565	1,959	2,451	3,066	3,836	4,799	6,005	7,513
9,5	1,253	1,569	1,965	2,461	3,082	3,860	4,835	6,056	7,585
9,6	1,254	1,572	1,971	2,471	3,098	3,885	4,871	6,107	7,657
9,7	1,255	1,575	1,977	2,482	3,115	3,909	4,906	6,158	7,729
9,8	1,256	1,579	1,983	2,492	3,131	3,933	4,942	6,208	7,800
9,9	1,258	1,582	1,989	2,502	3,146	3,957	4,977	6,259	7,872
10,0	1,259	1,585	1,995	2,512	3,162	3,981	5,012	6,310	7,943
11	1,271	1,615	2,053	2,610	3,317	4,215	5,358	6,810	8,655
12	1,282	1,644	2,107	2,702	3,464	4,441	5,694	7,300	9,360
13	1,292	1,670	2,159	2,790	3,606	4,660	6,022	7,783	10,059
14	1,302	1,695	2,207	2,874	3,742	4,872	6,343	8,259	10,753
15	1,311	1,719	2,253	2,954	3,873	5,078	6,657	8,727	11,441
16	1,320	1,741	2,297	3,031	4,000	5,278	6,964	9,190	12,126
17	1,328	1,762	2,340	3,106	4,123	5,474	7,266	9,646	12,806
18	1,335	1,783	2,380	3,178	4,242	5,664	7,561	10,100	13,480
19	1,342	1,802	2,419	3,247	4,359	5,851	7,855	10,544	14,150

Продолжение табл. 1

Число	Степень числа								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
20	1,350	1,821	2,456	3,314	4,471	6,034	8,142	10,96	14,52
21	1,356	1,828	2,493	3,380	4,583	6,213	8,425	11,42	15,09
22	1,362	1,856	2,528	3,443	4,691	6,389	8,704	11,86	15,65
23	1,368	1,872	2,562	3,505	4,796	6,562	8,979	12,29	16,21
24	1,374	1,888	2,595	3,565	4,899	6,732	9,250	12,71	16,77
25	1,380	1,904	2,627	3,624	5,000	6,899	9,518	13,13	17,32
26	1,385	1,919	2,658	3,681	5,099	7,063	9,783	13,55	17,87
27	1,390	1,933	2,688	3,737	5,196	7,225	10,05	13,97	18,42
28	1,396	1,947	2,717	3,792	5,292	7,384	10,30	14,38	18,97
29	1,400	1,961	2,746	3,846	5,385	7,541	10,56	14,79	19,51
30	1,405	1,974	2,774	3,898	5,477	7,696	10,81	15,19	20,05
31	1,410	1,987	2,802	3,950	5,568	7,849	11,07	15,60	20,59
32	1,414	2,000	2,828	4,000	5,657	8,000	11,31	16,00	21,13
33	1,419	2,012	2,855	4,050	5,745	8,149	11,56	16,40	21,67
34	1,423	2,024	2,881	4,098	5,831	8,296	11,81	16,80	22,20
35	1,427	2,036	2,906	4,146	5,916	8,442	12,05	17,19	22,73
36	1,431	2,048	2,930	4,193	6,000	8,586	12,29	17,58	23,26
37	1,435	2,059	2,954	4,239	6,083	8,728	12,52	17,97	23,79
38	1,439	2,070	2,978	4,285	6,164	8,869	12,76	18,36	24,31
39	1,442	2,081	3,001	4,330	6,245	9,008	12,99	18,74	24,84
40	1,446	2,091	3,024	4,373	6,325	9,146	13,22	19,13	25,36
41	1,450	2,102	3,047	4,417	6,403	9,283	13,46	19,51	25,88
42	1,453	2,112	3,069	4,460	6,481	9,418	13,69	19,89	26,40
43	1,457	2,122	3,091	4,502	6,558	9,552	13,91	20,27	26,92
44	1,460	2,132	3,112	4,544	6,633	9,684	14,14	20,64	27,44
45	1,463	2,141	3,133	4,585	6,708	9,816	14,36	21,02	27,96
46	1,468	2,151	3,154	4,625	6,782	9,946	14,59	21,39	28,48
47	1,470	2,160	3,174	4,665	6,856	10,07	14,81	21,76	28,99
48	1,473	2,169	3,194	4,704	6,928	10,20	15,03	22,13	29,51
49	1,476	2,178	3,214	4,743	7,000	10,33	15,25	22,50	30,02
50	1,479	2,187	3,234	4,782	7,071	10,46	15,46	22,87	30,54
51	1,482	2,195	3,253	4,820	7,141	10,58	15,68	23,23	31,06
52	1,485	2,204	3,272	4,857	7,211	10,71	15,89	23,60	31,58
53	1,487	2,212	3,291	4,895	7,280	10,83	16,11	23,96	32,10
54	1,490	2,221	3,309	4,931	7,350	10,95	16,32	24,32	32,62
55	1,493	2,229	3,328	4,968	7,416	11,07	16,53	24,68	33,14
56	1,496	2,237	3,346	5,004	7,483	11,19	16,74	25,04	33,66
57	1,498	2,245	3,363	5,039	7,550	11,31	16,95	25,40	34,18
58	1,501	2,253	3,381	5,074	7,616	11,43	17,16	25,75	34,70
59	1,504	2,260	3,398	5,109	7,681	11,55	17,36	26,10	35,22
60	1,506	2,268	3,415	5,141	7,746	11,66	17,57	26,46	35,74
61	1,508	2,275	3,432	5,178	7,810	11,78	17,77	26,81	36,26
62	1,511	2,283	3,449	5,211	7,874	11,90	17,98	27,16	36,78
63	1,513	2,290	3,466	5,245	7,937	12,01	18,18	27,51	37,30
64	1,516	2,297	3,482	5,278	8,000	12,13	18,38	27,86	37,82
65	1,518	2,305	3,498	5,311	8,062	12,24	18,58	28,21	38,34
66	1,520	2,312	3,514	5,344	8,124	12,35	18,78	28,56	38,86
67	1,523	2,319	3,530	5,376	8,185	12,46	18,98	28,90	39,38
68	1,525	2,325	3,546	5,408	8,246	12,58	19,18	29,24	39,90
69	1,527	2,332	3,562	5,440	8,307	12,69	19,37	29,59	40,42

Число	Степень числа								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
70	1,529	2,339	3,577	5,471	8,367	12,80	19,57	29,93	45,77
71	1,532	2,346	3,592	5,502	8,426	12,90	19,76	30,27	46,36
72	1,534	2,352	3,607	5,533	8,485	13,02	19,96	30,61	46,95
73	1,536	2,359	3,622	5,563	8,544	13,12	20,15	30,95	47,53
74	1,538	2,365	3,637	5,594	8,602	13,23	20,35	31,29	48,12
75	1,540	2,371	3,652	5,624	8,660	13,34	20,54	31,63	48,70
76	1,542	2,378	3,666	5,654	8,718	13,44	20,73	31,96	49,29
77	1,544	2,384	3,681	5,683	8,775	13,55	20,92	32,30	49,87
78	1,546	2,390	3,695	5,713	8,832	13,65	21,11	32,63	50,45
79	1,548	2,396	3,709	5,742	8,888	13,76	21,30	32,97	51,03
80	1,550	2,402	3,723	5,771	8,944	13,86	21,49	33,30	51,62
81	1,552	2,408	3,737	5,800	9,000	13,97	21,67	33,64	52,20
82	1,554	2,414	3,751	5,828	9,056	14,07	21,86	33,97	52,78
83	1,556	2,420	3,765	5,856	9,111	14,17	22,05	34,30	53,35
84	1,558	2,426	3,778	5,885	9,165	14,28	22,23	34,63	53,93
85	1,559	2,432	3,792	5,913	9,220	14,38	22,42	34,96	54,51
86	1,561	2,437	3,805	5,940	9,274	14,48	22,60	35,29	55,09
87	1,563	2,443	3,818	5,968	9,327	14,58	22,79	35,61	55,66
88	1,565	2,448	3,831	5,995	9,381	14,68	22,97	35,94	56,24
89	1,567	2,454	3,844	6,022	9,434	14,78	23,15	36,27	56,81
90	1,568	2,460	3,857	6,049	9,487	14,88	23,33	36,59	57,39
91	1,570	2,465	3,870	6,076	9,539	14,98	23,51	36,92	57,96
92	1,572	2,470	3,883	6,103	9,592	15,07	23,69	37,24	58,53
93	1,573	2,476	3,895	6,129	9,644	15,17	23,88	37,57	59,11
94	1,575	2,481	3,908	6,155	9,695	15,27	24,05	37,89	59,68
95	1,577	2,486	3,920	6,182	9,747	15,37	24,23	38,21	60,25
96	1,578	2,491	3,933	6,207	9,798	15,47	24,41	38,53	60,82
97	1,580	2,497	3,945	6,233	9,849	15,56	24,59	38,85	61,39
98	1,582	2,502	3,957	6,259	9,899	15,66	24,77	39,17	61,96
99	1,583	2,507	3,969	6,284	9,950	15,75	24,94	39,49	62,53
100	1,585	2,512	3,981	6,310	10,00	15,85	25,12	39,81	63,10

Таблица 2.

Длина хорды круга

Радиус = 1,00

Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда
0	0	0,0000	12	0	0,20906	24	0	0,41582	36	0	0,61804
	15	,00437		15	,21339		15	,42009		15	,62226
	30	,00873		30	,21774		30	,42426		30	,62626
	45	,01309		45	,22207		45	,42862		45	,62847
1	0	,01745	13	0	,22640	25	0	,43288	37	0	,63490
	15	,02181		15	,23075		15	,43714		15	,63874
	30	,02618		30	,23508		30	,44140		30	,64258
	45	,03055		45	,23941		45	,44565		45	,64641
2	0	,03490	14	0	,24374	26	0	,44990	38	0	,65114
	15	,03927		15	,24807		15	,45415		15	,65496
	30	,04362		30	,25240		30	,45840		30	,65878
	45	,04799		45	,25673		45	,46264		45	,66259
3	0	,05236	15	0	,26106	27	0	,46690	39	0	,66639
	15	,05669		15	,26537		15	,47113		15	,67019
	30	,06108		30	,26970		30	,47538		30	,67398
	45	,06543		45	,27403		45	,47961		45	,67776
4	0	,06976	16	0	,27834	28	0	,48384	40	0	,68154
	15	,07416		15	,28267		15	,48808		15	,68534
	30	,07852		30	,28698		30	,49230		30	,68914
	45	,08288		45	,29131		45	,49654		45	,69293
5	0	,08716	17	0	,29562	29	0	,50076	41	0	,69672
	15	,09159		15	,29993		15	,50493		15	,70050
	30	,09596		30	,30424		30	,50920		30	,70428
	45	,10031		45	,30857		45	,51342		45	,70805
6	0	,10468	18	0	,31286	30	0	,51764	42	0	,71184
	15	,10903		15	,31718		15	,52186		15	,71561
	30	,11338		30	,32148		30	,52606		30	,71938
	45	,11775		45	,32579		45	,53028		45	,72314
7	0	,12210	19	0	,33010	31	0	,53448	43	0	,72690
	15	,12645		15	,33440		15	,53868		15	,73066
	30	,13080		30	,33870		30	,54288		30	,73441
	45	,13516		45	,34300		45	,54708		45	,73817
8	0	,13952	20	0	,34730	32	0	,55128	44	0	,74192
	15	,14387		15	,35159		15	,55546		15	,74567
	30	,14822		30	,35588		30	,55966		30	,74942
	45	,15259		45	,36018		45	,56384		45	,75317
9	0	,15692	21	0	,36148	33	0	,56804	45	0	,75692
	15	,16127		15	,36876		15	,57222		15	,76067
	30	,16562		30	,37304		30	,57640		30	,76442
	45	,16997		45	,37733		45	,58057		45	,76817
10	0	,17432	22	0	,38162	34	0	,58474	46	0	,77192
	15	,17865		15	,38590		15	,58892		15	,77567
	30	,18300		30	,39018		30	,59308		30	,77942
	45	,18735		45	,39446		45	,59725		45	,78317
11	0	,19170	23	0	,39874	35	0	,60142	47	0	,78692
	15	,19603		15	,40301		15	,60557		15	,79067
	30	,20038		30	,40728		30	,60972		30	,79442
	45	,20471		45	,41155		45	,61388		45	,79817

Продолжение табл. 2

Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда
48	0 15 30 45	0,81348 81746 82144 82541	60	0 15 30 45	1,00000 1,00377 1,00754 1,01131	72	0 15 30 45	1,17558 1,17910 1,18262 1,18613	84	0 15 30 45	1,33828 1,34150 1,34474 1,34796
49	0 15 30 45	82938 83336 83732 84128	61	0 15 30 45	1,01508 1,01884 1,02258 1,02633	73	0 15 30 45	1,18964 1,19315 1,19664 1,20014	85	0 15 30 45	1,35118 1,35439 1,35761 1,36080
50	0 15 30 45	84524 84919 85314 85708	62	0 15 30 45	1,03008 1,03381 1,03754 1,04127	74	0 15 30 45	1,20364 1,20711 1,21058 1,21405	86	0 15 30 45	1,36400 1,36719 1,37026 1,37354
51	0 15 30 45	86102 86496 86890 87282	63	0 15 30 45	1,04500 1,04871 1,05242 1,05613	75	0 15 30 45	1,21752 1,22099 1,22444 1,22789	87	0 15 30 45	1,37670 1,37987 1,38302 1,38617
52	0 15 30 45	87674 88066 88458 88848	64	0 15 30 45	1,05984 1,06353 1,06722 1,07092	76	0 15 30 45	1,23132 1,23475 1,23818 1,24161	88	0 15 30 45	1,38932 1,39245 1,39558 1,39871
53	0 15 30 45	89240 89630 90020 90410	65	0 15 30 45	1,07460 1,07828 1,08184 1,08562	77	0 15 30 45	1,24502 1,24844 1,25184 1,25525	89	0 15 30 45	1,42182 1,40493 1,40802 1,41113
54	0 15 30 45	90798 91186 91574 91962	66	0 15 30 45	1,08928 1,09294 1,09658 1,10023	78	0 15 30 45	1,25864 1,26203 1,26542 1,26879	90	0 15 30 45	1,41422 1,41730 1,42038 1,42344
55	0 15 30 45	92350 92736 93122 93509	67	0 15 30 45	1,10388 1,10750 1,11114 1,11476	79	0 15 30 45	1,27216 1,27552 1,27888 1,28223	91	0 15 30 45	1,42650 1,42956 1,43260 1,43568
56	0 15 30 45	93894 94279 94664 95048	68	0 15 30 45	1,11838 1,12200 1,12560 1,12922	80	0 15 30 45	1,28558 1,28892 1,29224 1,29558	92	0 15 30 45	1,43868 1,44170 1,44472 1,44774
57	0 15 30 45	95432 95815 96198 96580	69	0 15 30 45	1,13282 1,13640 1,14000 1,14358	81	0 15 30 45	1,29890 1,30222 1,30552 1,30882	93	0 15 30 45	1,45074 1,45374 1,45674 1,45972
58	0 15 30 45	96962 97343 97724 98105	70	0 15 30 45	1,14716 1,15072 1,15430 1,15785	82	0 15 30 45	1,31212 1,31540 1,31870 1,32197	94	0 15 30 45	1,46270 1,46568 1,46864 1,47160
59	0 15 30 45	98484 98864 99244 99622	71	0 15 30 45	1,16140 1,16496 1,16850 1,17204	83	0 15 30 45	1,32524 1,32850 1,33176 1,33502	95	0 15 30 45	1,47456 1,47750 1,48044 1,48337

Таблица

Продолжение табл. 2

Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда
96	0 15 30 45	1,48628 1,48922 1,49212 1,49501	108	0 15 30 45	1,61804 1,62059 1,62314 1,62569	120	0 15 30 45	1,73226 1,73423 1,73640 1,73856	132	0 15 30 45	1,85040 1,85208 1,85376 1,85544
97	0 15 30 45	1,49792 1,50080 1,50368 1,50655	109	0 15 30 45	1,62824 1,63076 1,63328 1,63580	121	0 15 30 45	1,74172 1,74286 1,74510 1,74712	123	0 15 30 45	1,85844 1,85968 1,86092 1,86216
98	0 15 30 45	1,50942 1,51227 1,51512 1,51797	110	0 15 30 45	1,63830 1,64080 1,64330 1,64579	122	0 15 30 45	1,74924 1,75136 1,75346 1,75554	124	0 15 30 45	1,86488 1,86671 1,86854 1,87037
99	0 15 30 45	1,52082 1,52365 1,52646 1,52928	111	0 15 30 45	1,64826 1,65072 1,65318 1,65563	123	0 15 30 45	1,75764 1,75972 1,76178 1,76384	125	0 15 30 45	1,87476 1,87648 1,87820 1,87992
100	0 15 30 45	1,53208 1,53489 1,53768 1,54047	112	0 15 30 45	1,65808 1,66051 1,66294 1,66536	124	0 15 30 45	1,76500 1,76794 1,76998 1,77200	126	0 15 30 45	1,88584 1,88748 1,88912 1,89076
101	0 15 30 45	1,54324 1,54602 1,54878 1,55154	113	0 15 30 45	1,66778 1,67018 1,67258 1,67496	125	0 15 30 45	1,77402 1,77603 1,77804 1,78003	127	0 15 30 45	1,89588 1,89748 1,89908 1,90068
102	0 15 30 45	1,55430 1,55704 1,55976 1,56250	114	0 15 30 45	1,67734 1,67972 1,68208 1,68444	126	0 15 30 45	1,78202 1,78399 1,78596 1,78791	128	0 15 30 45	1,90584 1,90748 1,90912 1,91076
103	0 15 30 45	1,56522 1,56792 1,57064 1,57334	115	0 15 30 45	1,68678 1,68912 1,69146 1,69378	127	0 15 30 45	1,78986 1,79182 1,79374 1,79567	129	0 15 30 45	1,91588 1,91748 1,91908 1,92068
104	0 15 30 45	1,57602 1,57870 1,58138 1,58404	116	0 15 30 45	1,69610 1,69841 1,70070 1,70299	128	0 15 30 45	1,79758 1,79949 1,80140 1,80329	130	0 15 30 45	1,92588 1,92748 1,92908 1,93068
105	0 15 30 45	1,58670 1,58936 1,59200 1,59464	117	0 15 30 45	1,70528 1,70755 1,70982 1,71209	129	0 15 30 45	1,80518 1,80704 1,80890 1,81077	131	0 15 30 45	1,93588 1,93748 1,93908 1,94068
106	0 15 30 45	1,59728 1,59989 1,60250 1,60511	118	0 15 30 45	1,71434 1,71657 1,71882 1,72104	130	0 15 30 45	1,81262 1,81446 1,81628 1,81810	132	0 15 30 45	1,94588 1,94748 1,94908 1,95068
107	0 15 30 45	1,60772 1,61031 1,61288 1,61547	119	0 15 30 45	1,72326 1,72547 1,72768 1,72987	131	0 15 30 45	1,81992 1,82172 1,82352 1,82532	133	0 15 30 45	1,95588 1,95748 1,95908 1,96068

Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда	Град.	Мин.	Хорда
144	0 15 30 45	1,90212 1,90345 1,90480 1,90611	153	0 15 30 45	1,94474 1,94575 1,94676 1,94775	162	0 15 30 45	1,97538 1,97605 1,97672 1,97738	171	0 15 30 45	1,99384 1,99418 1,99450 1,99482
145	0 15 30 45	1,90744 1,90874 1,91024 1,91133	154	0 15 30 45	1,94874 1,94972 1,95068 1,95164	163	0 15 30 45	1,97804 1,97867 1,97930 1,97992	172	0 15 30 45	1,99512 1,99542 1,99572 1,99600
146	0 15 30 45	1,91260 1,91388 1,91514 1,91640	155	0 15 30 45	1,95260 1,95353 1,95446 1,95538	164	0 15 30 45	1,98054 1,98114 1,98174 1,98232	173	0 15 30 45	1,99626 1,99653 1,99678 1,99703
147	0 15 30 45	1,91764 1,91888 1,92010 1,92132	156	0 15 30 45	1,95630 1,95720 1,95810 1,95898	165	0 15 30 45	1,98288 1,98346 1,98400 1,98456	174	0 15 30 45	1,99726 1,99743 1,99770 1,99790
148	0 15 30 45	1,92252 1,92372 1,92492 1,92609	157	0 15 30 45	1,95984 1,96072 1,96158 1,96242	166	0 15 30 45	1,98510 1,98562 1,98614 1,98665	175	0 15 30 45	1,99810 1,99828 1,99846 1,99863
149	0 15 30 45	1,92726 1,92842 1,92958 1,93072	158	0 15 30 45	1,96326 1,96408 1,96490 1,96571	167	0 15 30 45	1,98714 1,98763 1,98812 1,98863	176	0 15 30 45	1,99878 1,99893 1,99906 1,99919
150	0 15 30 45	0,93186 1,93298 1,93410 1,93520	159	0 15 30 45	1,96650 1,96730 1,96808 1,96885	168	0 15 30 45	1,98904 1,98949 1,98994 1,99037	177	0 15 30 45	1,99932 1,99943 1,99952 1,99961
151	0 15 30 45	1,93630 1,93739 1,93846 1,93953	160	0 15 30 45	1,96962 1,97037 1,97112 1,97185	169	0 15 30 45	1,99080 1,99121 1,99160 1,99201	178	0 15 30 45	1,99970 1,99977 1,99982 1,99988
152	0 15 30 45	1,94060 1,94165 1,94268 1,94371	161	0 15 30 45	1,97258 1,97329 1,97400 1,97469	170	0 15 30 45	1,99238 1,99276 1,99314 1,99349	179	0 15 30 45	1,99992 1,99996 1,99998 1,99999

Таблица 3

Перевод градусов Боме в относительный вес

 δ — относительный вес по воде при 15,5° С

δ	$^{\circ}\text{Вб}$	δ	$^{\circ}\text{Вб}$	δ	$^{\circ}\text{Вб}$
0,600	103,33	0,800	45,00	1,005	0,71
,605	101,41	,805	43,91	1,010	1,44
,610	99,51	,810	42,84	1,015	2,14
,615	97,64	,815	41,78	1,020	2,84
,620	95,80	,820	40,73	1,025	3,54
,625	94,00	,825	39,70	1,030	4,23
,630	92,22	,830	38,67	1,035	4,90
,635	90,47	,835	37,66	1,040	5,58
,640	88,75	,840	36,67	1,045	6,24
,645	87,05	,845	35,68	1,050	6,91
		,850	34,71		
,650	85,38	,855	33,74	1,055	7,56
,655	83,74	,860	32,79	1,060	8,21
,660	82,12	,865	31,85	1,065	8,85
,665	80,53	,870	30,92	1,070	9,49
,670	78,95	,875	30,00	1,075	10,12
,675	77,41	,880	29,09	1,080	10,74
,680	75,88	,885	28,19	1,085	11,36
,685	74,38	,890	27,30	1,090	11,97
,690	72,90	,895	26,42	1,095	12,58
,695	71,44	,900	25,56	1,100	13,18
,700	70,00	,905	24,70	1,105	13,78
,705	68,58	,910	23,85	1,110	14,37
,710	67,18	,915	23,01	1,115	14,96
,715	65,80	,920	22,17	1,120	15,54
,720	64,44	,925	21,35	1,125	16,11
,725	63,10	,930	20,54	1,130	16,68
,730	61,78	,935	19,73	1,135	17,25
,735	60,48	,940	18,93	1,140	17,81
,740	59,19	,945	18,15	1,145	18,36
,745	57,92	,950	17,37	1,150	18,91
,750	56,67	,955	16,60	1,155	19,46
,755	55,43	,960	15,83	1,160	20,00
,760	54,21	,965	15,08	1,165	20,54
,765	53,01	,970	14,33	1,170	21,07
,770	51,81	,975	13,59	1,175	21,60
,775	50,65	,980	12,86	1,180	22,12
,780	49,49	,985	12,13	1,185	22,64
,785	48,34	,990	11,41	1,190	23,15
,790	47,22	,995	10,70	1,195	23,66
,795	46,10	1,000	10,00	1,200	24,17
				1,205	24,67
				1,210	25,16
				1,215	25,66
				1,220	26,15
				1,225	26,63
				1,230	27,11
				1,235	27,58
				1,240	28,06
				1,245	28,53
				1,250	29,00

$$^{\circ}\text{Вб} = 145 - \frac{145}{\delta} - (\text{жидкость тяжелее воды})$$

$$^{\circ}\text{Вб} = \frac{140}{\delta} - 130 (\text{жидкость легче воды})$$

Продолжение табл. 3

δ	$^{\circ}\text{Be}$	δ	$^{\circ}\text{Be}$	δ	$^{\circ}\text{Be}$
1,255	29,46	1,505	48,65	1,755	62,38
1,260	29,92	1,510	48,97	1,760	62,61
1,265	30,38	1,515	49,29	1,765	62,85
1,270	30,83	1,520	49,61	1,770	63,08
1,275	31,27	1,525	49,92	1,775	63,31
1,280	31,72	1,530	50,23	1,780	63,54
1,285	32,16	1,535	50,54	1,785	63,77
1,290	32,60	1,540	50,84	1,790	64,00
1,295	33,03	1,545	51,15	1,795	64,22
1,300	33,46	1,550	51,45	1,800	64,44
1,305	33,89	1,555	51,75	1,805	64,67
1,310	34,31	1,560	52,05	1,810	64,89
1,315	34,73	1,565	52,35	1,815	65,11
1,320	35,15	1,570	52,64	1,820	65,33
1,325	35,57	1,575	52,94	1,825	65,55
1,330	35,98	1,580	53,23	1,830	65,77
1,335	36,39	1,585	53,52	1,835	65,98
1,340	36,79	1,590	53,81	1,840	66,20
1,345	37,19	1,595	54,09	1,845	66,41
1,350	37,59	1,600	54,38	1,850	66,62
1,355	37,99	1,605	54,66	1,855	66,83
1,360	38,38	1,610	54,94	1,860	67,04
1,365	38,77	1,615	55,22	1,865	67,25
1,370	39,16	1,620	55,49	1,870	67,46
1,375	39,55	1,625	55,77	1,875	67,67
1,380	39,93	1,630	56,04	1,880	67,87
1,385	40,31	1,635	56,32	1,885	68,08
1,390	40,68	1,640	56,55	1,890	68,28
1,395	41,06	1,645	56,85	1,895	68,48
1,400	41,43	1,650	57,12	1,900	68,68
1,405	41,80	1,655	57,39	1,905	68,88
1,410	42,17	1,660	57,65	1,910	69,08
1,415	42,53	1,665	57,91	1,915	69,28
1,420	42,89	1,670	58,17	1,920	69,48
1,425	43,25	1,675	58,43	1,925	69,68
1,430	43,60	1,680	58,69	1,930	69,87
1,435	43,95	1,685	58,95	1,935	70,06
1,440	44,31	1,690	59,20	1,940	70,26
1,445	44,65	1,695	59,45	1,945	70,45
1,450	45,00	1,700	59,71	1,950	70,64
1,455	45,34	1,705	59,96	1,955	70,83
1,460	45,68	1,710	60,20	1,960	71,02
1,465	46,02	1,715	60,45	1,965	71,21
1,470	46,36	1,720	60,70	1,970	71,40
1,475	46,69	1,725	60,94	1,975	71,58
1,480	47,03	1,730	61,18	1,980	71,77
1,485	47,36	1,735	61,43	1,985	71,95
1,490	47,68	1,740	61,67	1,990	72,14
1,495	48,01	1,745	61,91	1,995	72,32
1,500	48,33	1,750	62,15	2,000	72,50

Таблица 4

 $^{\circ}\text{C} - ^{\circ}\text{K}$ (абс. темп.) — $1/^{\circ}\text{K}$

$t^{\circ}\text{C}$	$^{\circ}\text{K}$	$1/^{\circ}\text{K}$	$t^{\circ}\text{C}$	$^{\circ}\text{K}$	$1/^{\circ}\text{K}$	$t^{\circ}\text{C}$	$^{\circ}\text{K}$	$1/^{\circ}\text{K}$	$t^{\circ}\text{C}$	$^{\circ}\text{K}$	$1/^{\circ}\text{K}$
— 273	0,1	10,0000	— 223	50,1	0,01996	— 173	102,1	0,009990	— 123	150,1	0,006662
— 272	1,1	,9091	— 222	51,1	1957	— 172	101,1	9891	— 122	151,1	9918
— 271	2,1	,4762	— 221	52,1	1919	— 171	102,1	9794	— 121	152,1	9973
— 270	3,1	,3226	— 220	53,1	1883	— 170	103,1	9699	— 120	153,1	9992
— 269	4,1	,2439	— 219	54,1	1848	— 169	104,1	9606	— 119	154,1	9999
— 268	5,1	,1961	— 218	55,1	1815	— 168	105,1	9515	— 118	155,1	9997
— 267	6,1	,1639	— 217	56,1	1783	— 167	106,1	9425	— 117	156,1	9995
— 266	7,1	,1408	— 216	57,1	1751	— 166	107,1	9337	— 116	157,1	9993
— 265	8,1	,1235	— 215	58,1	1721	— 165	108,1	9251	— 115	158,1	9991
— 264	9,1	,1099	— 214	59,1	1692	— 164	109,1	9166	— 114	159,1	9989
— 263	10,1	,09901	— 213	60,1	1664	— 163	110,1	9083	— 113	160,1	9987
— 262	11,1	,09009	— 212	61,1	1637	— 162	111,1	9001	— 112	161,1	9985
— 261	12,1	,8264	— 211	62,1	1610	— 161	112,1	8921	— 111	162,1	9983
— 260	13,1	,7634	— 210	63,1	1585	— 160	113,1	8842	— 110	163,1	9981
— 259	14,1	,7092	— 209	64,1	1560	— 159	114,1	8764	— 109	164,1	9979
— 258	15,1	,6623	— 208	65,1	1536	— 158	115,1	8688	— 108	165,1	9977
— 257	16,1	,6211	— 207	66,1	1513	— 157	116,1	8613	— 107	166,1	9975
— 256	17,1	,5848	— 206	67,1	1490	— 156	117,1	8540	— 106	167,1	9973
— 255	18,1	,5525	— 205	68,1	1468	— 155	118,1	8468	— 105	168,1	9971
— 254	19,1	,5236	— 204	69,1	1447	— 154	119,1	8396	— 104	169,1	9969
— 253	20,1	,4975	— 203	70,1	1427	— 153	120,1	8326	— 103	170,1	9967
— 252	21,1	,4739	— 202	71,1	1406	— 152	121,1	8258	— 102	171,1	9965
— 251	22,1	,4525	— 201	72,1	1387	— 151	122,1	8190	— 101	172,1	9963
— 250	23,1	,4329	— 200	73,1	1368	— 150	123,1	8123	— 100	173,1	9961
— 249	24,1	,4149	— 199	74,1	1350	— 149	124,1	8058	— 99	174,1	9959
— 248	25,1	,3984	— 198	75,1	1332	— 148	125,1	7994	— 98	175,1	9957
— 247	26,1	,3831	— 197	76,1	1314	— 147	126,1	7930	— 97	176,1	9955
— 246	27,1	,3690	— 196	77,1	1297	— 146	127,1	7868	— 96	177,1	9953
— 245	28,1	,3559	— 195	78,1	1280	— 145	128,1	7806	— 95	178,1	9951
— 244	29,1	,3436	— 194	79,1	1264	— 144	129,1	7746	— 94	179,1	9949
— 243	30,1	,3322	— 193	80,1	1248	— 143	130,1	7686	— 93	180,1	9947
— 242	31,1	,3215	— 192	81,1	1233	— 142	131,1	7628	— 92	181,1	9945
— 241	32,1	,3115	— 191	82,1	1218	— 141	132,1	7570	— 91	182,1	9943
— 240	33,1	,3021	— 190	83,1	1203	— 140	133,1	7513	— 90	183,1	9941
— 239	34,1	,2932	— 189	84,1	1189	— 139	134,1	7457	— 89	184,1	9939
— 238	35,1	,2849	— 188	85,1	1175	— 138	135,1	7402	— 88	185,1	9937
— 237	36,1	,2770	— 187	86,1	1161	— 137	136,1	7348	— 87	186,1	9935
— 236	37,1	,2695	— 186	87,1	1148	— 136	137,1	7294	— 86	187,1	9933
— 235	38,1	,2625	— 185	88,1	1135	— 135	138,1	7241	— 85	188,1	9931
— 234	39,1	,2558	— 184	89,1	1122	— 134	139,1	7189	— 84	189,1	9929
— 233	40,1	,2494	— 183	90,1	1110	— 133	140,1	7138	— 83	190,1	9927
— 232	41,1	,2433	— 182	91,1	1098	— 132	141,1	7087	— 82	191,1	9925
— 231	42,1	,2375	— 181	92,1	1086	— 131	142,1	7037	— 81	192,1	9923
— 230	43,1	,2320	— 180	93,1	1074	— 130	143,1	6988	— 80	193,1	9921
— 229	44,1	,2268	— 179	94,1	1063	— 129	144,1	6940	— 79	194,1	9919
— 228	45,1	,2217	— 178	95,1	1052	— 128	145,1	6892	— 78	195,1	9917
— 227	46,1	,2169	— 177	96,1	1041	— 127	146,1	6845	— 77	196,1	9915
— 226	47,1	,2123	— 176	97,1	1030	— 126	147,1	6798	— 76	197,1	9913
— 225	48,1	,2079	— 175	98,1	1019	— 125	148,1	6752	— 75	198,1	9911
— 224	49,1	,2037	— 174	99,1	1009	— 124	149,1	6707	— 74	199,1	9909

Продолжение табл. 4

t°C	°K	1/°K	t°C	°K	1/°K	t°C	°K	1/°K	t°C	°K	1/°K
-73	200,1	0,004998	-23	250,1	0,003998	27	300,1	0,003332	77	350,1	0,002856
-72	201,1	4973	-22	251,1	3982	28	301,1	3321	78	351,1	2848
-71	202,1	4948	-21	252,1	3967	29	302,1	3310	79	352,1	2840
-70	203,1	4924	-20	253,1	3951	30	303,1	3299	80	353,1	2832
-69	204,1	4900	-19	254,1	3935	31	304,1	3288	81	354,1	2824
-68	205,1	4876	-18	255,1	3920	32	305,1	3278	82	355,1	2816
-67	206,1	4852	-17	256,1	3905	33	306,1	3267	83	356,1	2808
-66	207,1	4829	-16	257,1	3890	34	307,1	3256	84	357,1	2800
-65	208,1	4805	-15	258,1	3875	35	308,1	3245	85	358,1	2793
-64	209,1	4782	-14	259,1	3860	36	309,1	3235	86	359,1	2785
-63	210,1	4760	-13	260,1	3845	37	310,1	3225	87	360,1	2777
-62	211,1	4737	-12	261,1	3830	38	311,1	3214	88	361,1	2769
-61	212,1	4715	-11	262,1	3815	39	312,1	3204	89	362,1	2762
-60	213,1	4693	-10	263,1	3801	40	313,1	3194	90	363,1	2754
-59	214,1	4671	-9	264,1	3786	41	314,1	3184	91	364,1	2746
-58	215,1	4649	-8	265,1	3772	42	315,1	3174	92	365,1	2739
-57	216,1	4627	-7	266,1	3758	43	316,1	3164	93	366,1	2731
-56	217,1	4605	-6	267,1	3744	44	317,1	3154	94	367,1	2724
-55	218,1	4585	-5	268,1	3730	45	318,1	3144	95	368,1	2717
-54	219,1	4564	-4	269,1	3716	46	319,1	3134	96	369,1	2709
-53	220,1	4543	-3	270,1	3702	47	320,1	3124	97	370,1	2702
-52	221,1	4523	-2	271,1	3689	48	321,1	3114	98	371,1	2695
-51	222,1	4502	-1	272,1	3675	49	322,1	3105	99	372,1	2687
-50	223,1	4482	0	273,1	3662	50	323,1	3095	100	373,1	2680
-49	224,1	4462	1	274,1	3648	51	324,1	3085	101	374,1	2673
-48	225,1	4442	2	275,1	3635	52	325,1	3076	102	375,1	2666
-47	226,1	4423	3	276,1	3622	53	326,1	3067	103	376,1	2659
-46	227,1	4403	4	277,1	3609	54	327,1	3057	104	377,1	2652
-45	228,1	4384	5	278,1	3596	55	328,1	3048	105	378,1	2645
-44	229,1	4365	6	279,1	3583	56	329,1	3039	106	379,1	2638
-43	230,1	4346	7	280,1	3570	57	330,1	3029	107	380,1	2631
-42	231,1	4327	8	281,1	3557	58	331,1	3020	108	381,1	2624
-41	232,1	4308	9	282,1	3545	59	332,1	3011	109	382,1	2617
-40	233,1	4290	10	283,1	3532	60	333,1	3002	110	383,1	2610
-39	234,1	4272	11	284,1	3520	61	334,1	2993	111	384,1	2603
-38	235,1	4254	12	285,1	3508	62	335,1	2984	112	385,1	2597
-37	236,1	4236	13	286,1	3495	63	336,1	2975	113	386,1	2590
-36	237,1	4218	14	287,1	3483	64	337,1	2966	114	387,1	2583
-35	238,1	4200	15	288,1	3471	65	338,1	2958	115	388,1	2577
-34	239,1	4182	16	289,1	3459	66	339,1	2949	116	389,1	2570
-33	240,1	4165	17	290,1	3447	67	340,1	2940	117	390,1	2563
-32	241,1	4148	18	291,1	3435	68	341,1	2932	118	391,1	2557
-31	242,1	4131	19	292,1	3423	69	342,1	2923	119	392,1	2550
-30	243,1	4114	20	293,1	3412	70	343,1	2915	120	393,1	2544
-29	244,1	4097	21	294,1	3400	71	344,1	2906	121	394,1	2537
-28	245,1	4080	22	295,1	3389	72	345,1	2898	122	395,1	2531
-27	246,1	4063	23	296,1	3377	73	346,1	2889	123	396,1	2525
-26	247,1	4047	24	297,1	3366	74	347,1	2881	124	397,1	2518
-25	248,1	4031	25	298,1	3355	75	348,1	2873	125	398,1	2512
-24	249,1	4014	26	299,1	3343	76	349,1	2865	126	399,1	2506

Продолжение табл. 4

t°C	°K	1/°K	t°C	°K	1/°K	t°C	°K	1/°K	t°C	°K	1/°K
127	400,1	0,002499	177	450,1	0,002222	227	500,1	0,002000	277	550,1	0,001817
128	401,1	2493	178	451,1	2217	228	501,1	1995	278	551,1	1814
129	402,1	2487	179	452,1	2212	229	502,1	1991	279	552,1	1811
130	403,1	2481	180	453,1	2207	230	503,1	1987	280	553,1	1808
131	404,1	2475	181	454,1	2202	231	504,1	1983	281	554,1	1805
132	405,1	2469	182	455,1	2197	232	505,1	1979	282	555,1	1801
133	406,1	2462	183	456,1	2193	233	506,1	1975	283	556,1	1798
134	407,1	2456	184	457,1	2188	234	507,1	1972	284	557,1	1795
135	408,1	2450	185	458,1	2183	235	508,1	1968	285	558,1	1791
136	409,1	2444	186	459,1	2178	236	509,1	1964	286	559,1	1788
137	410,1	2438	187	460,1	2173	237	510,1	1960	287	560,1	1785
138	411,1	2432	188	461,1	2169	238	511,1	1956	288	561,1	1782
139	412,1	2427	189	462,1	2164	239	512,1	1952	289	562,1	1779
140	413,1	2421	190	463,1	2159	240	513,1	1948	290	563,1	1776
141	414,1	2415	191	464,1	2155	241	514,1	1945	291	564,1	1772
142	415,1	2409	192	465,1	2150	242	515,1	1941	292	565,1	1769
143	416,1	2403	193	466,1	2145	243	516,1	1937	293	566,1	1765
144	417,1	2398	194	467,1	2141	244	517,1	1933	294	567,1	1763
145	418,1	2392	195	468,1	2136	245	518,1	1930	295	568,1	1760
146	419,1	2386	196	469,1	2132	246	519,1	1926	296	569,1	1757
147	420,1	2380	197	470,1	2127	247	520,1	1922	297	570,1	1754
148	421,1	2375	198	471,1	2123	248	521,1	1919	298	571,1	1751
149	422,1	2369	199	472,1	2118	249	522,1	1915	299	572,1	1748
150	423,1	2364	200	473,1	2114	250	523,1	1911	300	573,1	1744
151	424,1	2358	201	474,1	2109	251	524,1	1907	301	574,1	1741
152	425,1	2352	202	475,1	2105	252	525,1	1904	302	575,1	1738
153	426,1	2347	203	476,1	2100	253	526,1	1900	303	576,1	1735
154	427,1	2341	204	477,1	2096	254	527,1	1897	304	577,1	1732
155	428,1	2336	205	478,1	2092	255	528,1	1893	305	578,1	1729
156	429,1	2330	206	479,1	2087	256	529,1	1890	306	579,1	1726
157	430,1	2325	207	480,1	2083	257	530,1	1886	307	580,1	1723
158	431,1	2320	208	481,1	2079	258	531,1	1882	308	581,1	1720
159	432,1	2314	209	482,1	2074	259	532,1	1879	309	582,1	1717
160	433,1	2309	210	483,1	2070	260	533,1	1875	310	583,1	1714
161	434,1	2304	211	484,1	2066	261	534,1	1871	311	584,1	1712
162	435,1	2298	212	485,1	2061	262	535,1	1868	312	585,1	1709
163	436,1	2293	213	486,1	2057	263	536,1	1865	313	586,1	1706
164	437,1	2288	214	487,1	2053	264	537,1	1861	314	587,1	1703
165	438,1	2283	215	488,1	2049	265	538,1	1857	315	588,1	1700
166	439,1	2277	216	489,1	2045	266	539,1	1854	316	589,1	1697
167	440,1	2272	217	490,1	2040	267	540,1	1851	317	590,1	1694
168	441,1	2267	218	491,1	2036	268	541,1	1848	318	591,1	1691
169	442,1	2262	219	492,1	2032	269	542,1	1844	319	592,1	1688
170	443,1	2257	220	493,1	2028	270	543,1	1841	320	593,1	1685
171	444,1	2252	221	494,1	2024	271	544,1	1837	321	594,1	1683
172	445,1	2247	222	495,1	2020	272	545,1	1834	322	595,1	1680
173	446,1	2242	223	496,1	2016	273	546,1	1831	323	596,1	1677
174	447,1	2237	224	497,1	2012	274	547,1	1827	324	597,1	1674
175	448,1	2232	225	498,1	2008	275	548,1	1824	325	598,1	1671
176	449,1	2227	226	499,1	2004	276	549,1	1821	326	599,1	1668

Продолжение табл. 4

°C	°K	1/°K	°C	°K	1/°K	°C	°K	1/°K	°C	°K	1/°K
327	600,1	0,001666	377	650,1	0,001538	427	700,1	0,001428	477	750,1	0,001333
328	601,1	1663	378	651,1	1536	428	701,1	1426	478	751,1	1331
329	602,1	1660	379	652,1	1533	429	702,1	1424	479	752,1	1329
330	603,1	1658	380	653,1	1531	430	703,1	1422	480	753,1	1327
331	604,1	1655	381	654,1	1528	431	704,1	1420	481	754,1	1326
332	605,1	1652	382	655,1	1526	432	705,1	1418	482	755,1	1324
333	606,1	1649	383	656,1	1524	433	706,1	1416	483	756,1	1322
334	607,1	1647	384	657,1	1521	434	707,1	1414	484	757,1	1321
335	608,1	1644	385	658,1	1519	435	708,1	1412	485	758,1	1319
336	609,1	1641	386	659,1	1517	436	709,1	1410	486	759,1	1317
337	610,1	1639	387	660,1	1514	437	710,1	1408	487	760,1	1315
338	611,1	1636	388	661,1	1512	438	711,1	1406	488	761,1	1313
339	612,1	1633	389	662,1	1510	439	712,1	1404	489	762,1	1312
340	613,1	1631	390	663,1	1508	440	713,1	1402	490	763,1	1310
341	614,1	1628	391	664,1	1505	441	714,1	1400	491	764,1	1308
342	615,1	1625	392	665,1	1503	442	715,1	1398	492	765,1	1307
343	616,1	1623	393	666,1	1501	443	716,1	1396	493	766,1	1305
344	617,1	1620	394	667,1	1499	444	717,1	1394	494	767,1	1303
345	618,1	1617	395	668,1	1496	445	718,1	1392	495	768,1	1301
346	619,1	1615	396	669,1	1494	446	719,1	1390	496	769,1	1300
347	621,0	1612	397	670,1	1492	447	720,1	1388	497	770,1	1298
348	621,1	1610	398	671,1	1490	448	721,1	1386	498	771,1	1296
349	622,1	1607	399	672,1	1487	449	722,1	1384	499	772,1	1295
350	623,1	1604	400	673,1	1485	450	723,1	1382	500	773,1	1293
351	624,1	1602	401	674,1	1483	451	724,1	1381	501	774,1	1291
352	625,1	1599	402	675,1	1481	452	725,1	1379	502	775,1	1290
353	626,1	1597	403	676,1	1479	453	726,1	1377	503	776,1	1288
354	627,1	1594	404	677,1	1476	454	727,1	1375	504	777,1	1286
355	628,1	1592	405	678,1	1474	455	728,1	1373	505	778,1	1285
356	629,1	1589	406	679,1	1472	456	729,1	1371	506	779,1	1283
357	630,1	1587	407	680,1	1470	457	730,1	1369	507	780,1	1281
358	631,1	1584	408	681,1	1468	458	731,1	1367	508	781,1	1280
359	632,1	1582	409	682,1	1466	459	732,1	1365	509	782,1	1278
360	633,1	1579	410	683,1	1463	460	733,1	1364	510	783,1	1276
361	634,1	1577	411	684,1	1461	461	734,1	1362	511	784,1	1275
362	635,1	1574	412	685,1	1459	462	735,1	1360	512	785,1	1273
363	636,1	1572	413	686,1	1457	463	736,1	1359	513	786,1	1272
364	637,1	1569	414	687,1	1455	464	737,1	1356	514	787,1	1270
365	638,1	1567	415	688,1	1453	465	738,1	1354	515	788,1	1268
366	639,1	1564	416	689,1	1451	466	739,1	1352	516	789,1	1267
367	640,1	1562	417	690,1	1449	467	740,1	1351	517	790,1	1265
368	641,1	1559	418	691,1	1446	468	741,1	1349	518	791,1	1264
369	642,1	1557	419	692,1	1444	469	742,1	1347	519	792,1	1262
370	643,1	1554	420	693,1	1442	470	743,1	1345	520	793,1	1260
371	644,1	1552	421	694,1	1440	471	744,1	1343	521	794,1	1259
372	645,1	1550	422	695,1	1438	472	745,1	1342	522	795,1	1257
373	646,1	1547	423	696,1	1436	473	746,1	1340	523	796,1	1256
374	647,1	1545	424	697,1	1434	474	747,1	1338	524	797,1	1254
375	648,1	1542	425	698,1	1432	475	748,1	1336	525	798,1	1252
376	649,1	1540	426	699,1	1430	476	749,1	1334	526	799,1	1251

Продолжение табл. 4

°C	°K	1/°K	°C	°K	1/°K	°C	°K	1/°K	°C	°K	1/°K
527	800,1	0,001249	577	850,1	0,001176	627	900,1	0,001110	677	950,1	0,001052
528	801,1	1248	578	851,1	1174	628	901,1	1109	678	951,1	1051
529	802,1	1246	579	852,1	1173	629	902,1	1108	679	952,1	1050
530	803,1	1245	580	853,1	1172	630	903,1	1107	680	953,1	1049
531	804,1	1243	581	854,1	1170	631	904,1	1106	681	954,1	1048
532	805,1	1242	582	855,1	1169	632	905,1	1104	682	955,1	1046
533	806,1	1240	583	856,1	1168	633	906,1	1103	683	956,1	1045
534	807,1	1239	584	857,1	1166	634	907,1	1102	684	957,1	1044
535	808,1	1237	585	858,1	1165	635	908,1	1101	685	958,1	1043
536	809,1	1235	586	859,1	1164	636	909,1	1099	686	959,1	1042
537	810,1	1234	587	860,1	1162	637	910,1	1098	687	960,1	1041
538	811,1	1232	588	861,1	1161	638	911,1	1097	688	961,1	1040
539	812,1	1231	589	862,1	1159	639	912,1	1096	689	962,1	1039
540	813,1	1229	590	863,1	1158	640	913,1	1095	690	963,1	1038
541	814,1	1228	591	864,1	1157	641	914,1	1093	691	964,1	1037
542	815,1	1226	592	865,1	1156	642	915,1	1092	692	965,1	1036
543	816,1	1225	593	866,1	1154	643	916,1	1091	693	966,1	1035
544	817,1	1223	594	867,1	1153	644	917,1	1090	694	967,1	1033
545	818,1	1222	595	868,1	1151	645	918,1	1089	695	968,1	1032
546	819,1	1220	596	869,1	1150	646	919,1	1088	696	969,1	1031
547	820,1	1219	597	870,1	1149	647	920,1	1086	697	970,1	1030
548	821,1	1217	598	871,1	1148	648	921,1	1085	698	971,1	1029
549	822,1	1216	599	872,1	1146	649	922,1	1084	699	972,1	1028
550	823,1	1214	600	873,1	1145	650	923,1	1083	700	973,1	1027
551	824,1	1213	601	874,1	1144	651	924,1	1082	701	974,1	1026
552	825,1	1211	602	875,1	1142	652	925,1	1081	702	975,1	1025
553	826,1	1210	603	876,1	1141	653	926,1	1079	703	976,1	1024
554	827,1	1209	604	877,1	1140	654	927,1	1078	704	977,1	1023
555	828,1	1207	605	878,1	1138	655	928,1	1077	705	978,1	1022
556	829,1	1206	606	879,1	1137	656	929,1	1076	706	979,1	1021
557	830,1	1204	607	880,1	1136	657	930,1	1075	707	980,1	1020
558	831,1	1203	608	881,1	1134	658	931,1	1073	708	981,1	1019
559	832,1	1201	609	882,1	1133	659	932,1	1072	709	982,1	1018
560	833,1	1200	610	883,1	1132	660	933,1	1071	710	983,1	1017
561	834,1	1199	611	884,1	1131	661	934,1	1070	711	984,1	1016
562	835,1	1197	612	885,1	1129	662	935,1	1069	712	985,1	1015
563	836,1	1196	613	886,1	1128	663	936,1	1068	713	986,1	1014
564	837,1	1194	614	887,1	1127	664	937,1	1067	714	987,1	1013
565	838,1	1193	615	888,1	1126	665	938,1	1066	715	988,1	1012
566	839,1	1191	616	889,1	1124	666	939,1	1064	716	989,1	1011
567	840,1	1190	617	890,1	1123	667	940,1	1063	717	990,1	1010
568	841,1	1189	618	891,1	1122	668	941,1	1062	718	991,1	1009
569	842,1	1187	619	892,1	1120	669	942,1	1061	719	992,1	1008
570	843,1	1186	620	893,1	1119	670	943,1	1060	720	993,1	1007
571	844,1	1184	621	894,1	1118	671	944,1	1059	721	994,1	1006
572	845,1	1183	622	895,1	1117	672	945,1	1058	722	995,1	1005
573	846,1	1181	623	896,1	1116	673	946,1	1057	723	996,1	1004
574	847,1	1180	624	897,1	1114	674	947,1	1055	724	997,1	1003
575	848,1	1179	625	898,1	1113	675	948,1	1054	725	998,1	1002
576	849,1	1177	626	899,1	1112	676	949,1	1053	726	999,1	1001
									727	1000,1	1000

Таблица 5
Эквиваленты мощности

Англ. лош. силы (76,04 кг·м/сек)	Киловатты kW (100 J в сек.)	Метрич. лош. силы л. с. (75 кг·м/сек)	кг·м/сек	Англ. фунто-фут в сек.	кг-кал в сек.	ВТУ в сек.	г-кал в сек.
1 1,341 0,9863 1,315 0,01315 0,00182 5,610 1,414	0,7457 1 0,7355 0,9807 0,009807 0,001356 4,183 1,054	1,014 1,360 1 1,333 0,01333 0,00184 5,688 1,433	76,04 102,0 75 100 1 0,1383 426,6 107,5	550 737,6 542,3 723,3 7,233 1 3086 777,5	0,1783 0,2390 0,1758 0,2344 0,002344 0,0003241 1 0,2520	0,7074 0,9486 0,6977 0,9303 0,009303 0,001285 3,968 1	178,26 238,98 175,82 234,43 2,3444 0,3241 1000 252

Таблица 6
Эквиваленты скорости

см/сек	м/сек	м/мин	км/час	фут/сек	фут/мин	Англ. мили в час	Морск. мили в час. (узлы)
1 100 1,667 27,78 30,48 0,5080 44,70 51,49	0,01 1 0,01667 0,2778 0,3048 0,00180 0,4470 0,5149	0,6 60 1 16,67 18,29 0,3048 26,82 30,898	0,036 3,6 0,06 1 1,097 0,01829 1,609 1,8532	0,03281 3,281 0,0347 0,9113 1 0,1667 1,467 1,6889	1,9685 196,85 3,281 54,68 60 1 88 101,337	0,02237 2,237 0,03728 0,6214 0,6818 0,01136 1 1,1515	0,01949 1,943 0,03238 0,53960 0,59209 0,00987 0,86839 1

Таблица 7
Эквиваленты тепла, энергии и работы

Джоули (10 ⁷ эрг)	кг·м	Англ. фунт × фут	kWh	Англ. лош. сила-час	Литр-атмосфера	кг-кал	ВТУ	г-кал	Метрич. лош. сила-час
1 9,80665 1,356 3,6 × 10 ⁶ 2,6845 × 10 ⁶ 101,33 4183 1054 2,6487 × 10 ⁶	0,10197 1 0,1383 3,671 × 10 ⁵ 2,7375 × 10 ⁵ 10,333 426,6 107,5 2,7000 × 10 ⁵	0,7376 7,233 1 2,655 × 10 ⁶ 1,98 × 10 ⁶ 74,73 3'86 777,52 1,95 × 10 ⁶	0,0,2778 0,0,2724 0,0,3766 1 0,7457 0,0,2815 0,0,01162 0,0,2928 0,7358	0,0,3725 0,0,3653 0,0,50505 1,341 1 0,3774 0,0,1558 0,0,3227 0,9865	0,009869 0,09678 0,01338 35528 26494 1 41,29 10,40 26144	0,0,2390 0,0,2344 0,0,3241 860,5 641,7 0,02422 1 0,25200 633,2	0,0,9486 0,0,09302 0,0,001286 3415 2547 0,09612 3,968 1 2525	0,239 2,3438 0,3241 860445 641659 24,218 999,936 252 633208	0,0,3776 0,0,3703 0,0,4725 1,359 1,0138 0,0,3827 0,0,01579 0,0,3978 1

Таблица 8
Эквиваленты давлений

Мегабары, или мега-динны на см ²	кг на см ²	Англ. фунты на кв. дюйм	Короткая тонна на кв. фут	Атм.	Высота рт. ст. при 0°		Высота вод. ст.		Англ. фунты на кв. фут	кг на м ²
					м	дюйм	м	дюйм		
1 0,9807 0,06895 0,9676 1,0133 1,3333 0,03396 0,09798 0,002489 0,02986	1,0197 1 0,07031 0,9765 1,0333 1,3596 0,03453 0,09991 0,002538 0,03045	14,50 14,22 1 13,89 14,70 19,34 0,4912 1,421 0,03610 0,4332	1,044 1,024 0,072 1 1,058 1,392 0,03536 0,1023 0,002599 0,03119	0,9869 0,9678 0,06804 0,9450 1 1,316 0,03342 0,09670 0,002456 0,02947	0,7500 0,7355 0,05171 0,7182 0,76 1 0,02540 0,07349 0,001867 0,02240	29,53 28,96 2,036 28,28 29,92 39,37 1 2,893 0,07349 0,8819	10,21 10,01 0,7037 9,773 10,34 13,61 0,3456 1 0,02540 0,3048	401,8 394,0 27,70 384,8 407,2 535,7 13,61 39,37 1 12	2088 2,047,68 144 2000,16 2116,8 2784,96 1,134 3,281 0,08333 1	10197 100,0 703,1 9765 10333 13596 345,3 999,1 25,86 304,5

1 г/см³ = 980,665 дин/см², 1 дина/см² = 0,001019716 г/см³.

Таблица 9
Эквиваленты тепловых потоков

к2-кал в сек. на м ²	к2-кал в час на м ²	к2-кал в сутки на м ²	2-кал в сек. на см ²	2-кал в час на см ²	ВТУ в час на кв. фут	ВТУ в сутки на кв. фут	Ватты на см ²
1	3600,0	86400	0,1	360,0	1327,2	31853,0	0,4183
10,0	36000,0	864000	1	3600	13272	318530	4,183
0,002778	10,0	240	0,0002778	1	3,687	88,48	0,001162
0,0007534	2,7125	65,10	0,0000753	0,2712	1	24	0,0003152
0,03138	0,1130	2,7125	0,00000314	0,01130	0,04167	1	0,00001313
2,391	8606	206544,0	0,2891	860,6	3173	76147	1
0,0002778	1	24,0	0,002778	0,1	0,3687	8,848	0,0001162

Таблица 10
Эквиваленты удельной теплопроводности

2-кал в сек. на см ² на °C	Ватты на см ² на см на °C	2-кал в час на см ² на °C	ВТУ в час на кв. фут на дюйм на °F	ВТУ в час на кв. фут на дюйм на °C	ВТУ в сутки на кв. фут на дюйм на °C	к2-кал в сек. на м ² на м на °C
0,00278	0,01162	10,0	8,064	193,5	1	0,0002778
1	4,183	3600	2903,0	62670	360000,0	100
0,000278	0,001162	860,6	694,0	16655	86060,0	239,1
0,0003445	0,001440	1	0,8064	19,35	0,1	0,0,278
0,0000144	0,000600	1,240	1	24,0	0,124	0,03445
0,01	0,04183	36,0	0,04167	1	0,005167	0,00144

Таблица 11

Числовые константы

π 3,141 592 653	e 2,718 281 828	g 9,81 м/сек ²
$1/\pi$ 0,318 310	$1/e$ 0,367 879	$1/g$ 0,101 94
π^2 9,869 604	e^2 7,389 056	g^2 96,236 1
$1/\pi^2$ 0,101 321	$1/e^2$ 1,135 335	$1/g^2$ 0,010 371
π^3 31,006 285	$1/e$ 1,648 721	$1/g$ 3,132 094
$1/\pi^3$ 0,032 252	$1/e$ 1,335 612	$1/2g$ 0,050 968
$\sqrt{\pi}$ 1,772 454	$\lg e$ 0,434 294	$\sqrt{2g}$ 4,429 447
$1/\sqrt{\pi}$ 0,564 190	$1/\lg e$ 2,302 585	$1/\sqrt{2g}$ 0,225 706
$\sqrt[3]{\pi}$ 1,464 592	1 радиан 57,295 780 град.	g^3 944,076
$1/\sqrt[3]{\pi}$ 0,682 784	1 радиан 3 437,746 8 мин.	$1/g$ 0,214 07
π^4 97,409 091	1 радиан 206 264,810 сек.	$\pi \sqrt{g}$ 9,839 757
$\lg \pi$ 0,497 150	1 градус 0,017 453 рад.	π/\sqrt{g} 1,003 238
$\ln \pi$ 1,144 730	1 минута 0,000 290 9 рад.	$\lg g$ 0,991 670
$\pi/4$ 0,785 398	1 секунда 0,000 004 85 рад.	$\ln g$ 2,283 430

Скорость света	$2,9986 \cdot 10^{10}$ см сек ⁻¹
Гравитационная постоянная	$6,66 \cdot 10^{-8}$ см ³ г ⁻¹ сек ⁻²
Нормальное ускорение свободного падения	980,665 см сек ⁻²
Фарадей	96 500 абс. кулонов
Объем моля при нормальных условиях (0°C, 760 мм рт. ст.)	22 411,5 см ³ моль ⁻¹
Абсолютная температура замерзания воды	273,1°K
Газовая постоянная R	$\left\{ \begin{array}{l} 8,315 \cdot 10^7 \text{ эрг град}^{-1} \text{ моль}^{-1} \\ 0,08206 \text{ литр-атм. град}^{-1} \text{ моль}^{-1} \\ 1,9869 \text{ мал. кал. град}^{-1} \text{ моль}^{-1} \end{array} \right.$
Число Авогадро	$6,061 \cdot 10^{23}$ моль ⁻¹
Нормальная атмосфера	$1,01325 \cdot 10^6$ дин см ⁻²
Грамм-калория (20°C)	4,181 джоулей
Грамм-калория (15°C)	4,182 джоулей
Кило-калория	$4,183 \cdot 10^3$ джоулей
Нормальная температура	20°C
Механический эквивалент тепла	426,4 к.м

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

- Абсолютная влажность 410, 494
 Абсолютная вязкость 858
 — — единицы 858
 Абсолютная температура 22
 Абсолютное влагосодержание 406
 Абсолютное давление 833
 Абсолютно черное тело 240
 Абсорберы 590, 612, 613, 615, 616
 Абсорбционная аппаратура 599—615
 Абсорбционные башни 569—575, 575—583, 601—612, 948—954
 — — деревянные 612
 — — конструкция 607
 — — насадки 580, 585, 602—610, 948—954
 — — — кислотоупорные 608—610 (табл.)
 — — — металлические 610 (табл.)
 — — — типы Н. 602, 603
 — — — требование к Н. 602
 — — — характеристика 606
 — — Паульсона 612—615
 — — расчет колонн с колпачковыми тарелками 612—615
 — — — производительность их 569
 Абсорбционные колонны, см. абсорбционные башни
 Абсорбционные коэффициенты 583—595
 — — индивидуальные 564—566, 570, 575
 — — общие 564, 595
 — — Партингтона и Паркера 598
 Абсорбционные сосуды Вольфа и Тайлера 600, 601
 Абсорбция 546—616
 — адиабатическая 596
 — башни для, расчет производительности 569
 — газов, см. Газы, абсорбция
 — изотермическая 596
 — коэффициент 583 сл.
 — медленные реакции в одной фазе (●) процессах А. 596—598
 — нескольких газов 615, 616
 — расчет (процесса) 572, 573
 — скорость 581, 592—595
 — теория 562—583
 Авогадро гипотеза 19, 23
 Автоматы водоотводчики 334
 Аддитивность, давления 24
 — объемов (правило Ледюка) 25
 Адиабатическая абсорбция 596
 Адиабатическое расширение 96, 97
 Адиабатическое сжатие 96, 97
 Адсорбенты 760
 — промышленные 767—828
 — — глины (обработанные кислотой) 783, 784
 — — костяной уголь 785—789
 — — обесцвечивающие угли 789—805
 — — окись алюминия (как адсорбент) 820—823
 — — силикагель, 768, 820—823, 824, 825, 826, 827, 828
 — — угли для адсорбции газов 806—818; 818—819 (металлов)
 — — — активированные 791, 793, 794
 — — — медицинские 819
 — — фуллерова земля 769—783
 Адсорберы 813, 814
 Адсорбированные пары, удаление из угля 812
 Адсорбционная способность (емкость) активированных углей и других веществ 808, 809 (табл.)
 Адсорбционный потенциал 766
 Адсорбция 446, 508, 509, 511 (при сушке газов), 766—828
 — адсорбционная способность углей 809 (табл.)
 — в жидкой фазе 824
 — газов древесным углем 807
 — — угли для А. 768, 791, 806
 — дифференциальная теплота 49
 — избирательная 811
 — ионов 767 (табл.)
 — кондиционирование воздуха при А. 826
 — кристаллами 377
 — металлов, угли для адсорбции 768, 791, 806
 — методы 759
 — осушка 824
 — охлаждение при А. 828
 — применение 759—767
 — скорость 764
 — теория 762—767 (Карвера 765; Лэнгмюра 766; Эйкена и Полаanyi 766)
 — теплота 49
 — фильтрование 760
 — электролитов 766
 Азеотропные смеси 59, 652—657
 — — бинарные: с минимумом т. кип. 653—655 (табл.); с максимумом т. кип. 656 (табл.)
 — — влияние давления 655.
 — — тройные 657
 Азот, растворимость 553, 554
 — температура-энтропия (диаграмма) 119
 Азота двуокись, абсорбция 596—598
 Азота закись, см. закись азота
 Активированные угли 775, 791, 792, 811; см. также уголь активированный
 — — адсорбционная емкость 808, 809 (табл.)
 — — дезактивация 809
 — — сравнительные данные 794
 Активированный боксит 768
 Активная насадка 582
 Активная поверхность 582, 597
 Активность 61, 103
 — коэффициент 61
 Активность угля 792
 — — методы определения 791
 Акустическая скорость 905

- Аллотропические модификации 39
Алюминий: окись А. как адсорбент 52;
Аммиак, абсорбция, коэффициент 584—588;
таблицы 585, 588
— диаграмма температура-энтропия 113
— конденсаторы аммиачные, теплопередача 238
— растворимость 548
Аммиачные конденсаторы, вертикальные
трубчатые 238
— — горизонтальные орошит льные 238
Анемометры 913
— крыльчатые 913 сл.
— и корродирующие газы 914
— с обогреваемой проволокой 914 сл.
— чашечные Робинсона 914
Анизотропия, жидкокристаллическая фаза
вещества 267
А. илин, упругость пара 680
Анилин (и вода): взаимная раствори-
мость 679
— дистилляция смеси А.-в. 679
— диаграмма зависимости парциальной
упругости от состава для смесей
А.-в. 666
— извлечение А. (расчет процесса) 682
— изменение относительной летучести
с температурой 681, 682
Аргон-этилен (смесь): отклонения от зако-
на Дальтона 24
Арнольда таблица диффузионной сп. соб-
ности (поглощаемого) газа 583
Аррениуса уравнение 87
А. химеда принцип 838
Ассоциация 57
А. S. Т. М.-дистилляция, см. дистилляция
пробная по А. S. Т. М.
Атмосферные условия районов СССР 434
(табл.) см. также т. III — Климатоло-
гические таблицы
Ацетилен, растворимость 547
- Бабкока формула (для течения пара) 927
Балка и Кея уравнение (для теплоемкостей)
632, 634, 635
Барботаж 599, 717
— аппаратура 599
Барботажные тарелки 732, 733
— — с круглыми колпачками 752
— — АISCO 733
Барвика формула 536
Барометр, анероид 848
— приведение отсчетов к стандартной
температуре 849, 850.
— ртутный 847
Барометрическая высота 834
— — приведение отсчетов к стандартной
температуре 849, 850
Бартлет-Хейворда абсорб. р 615, 616
Башенные насадки, см. насадки башенные
Башни абсорбционные, см. абсорбционные
башни
Бензин, дистилляция по А. S. Т. М. 741
— натуральный, извлечение 813
— — испарение 683
— потери вследствие "дыхания" 686
Бензол, абсорбция 810 (табл.)
— и водяной пар, абсорбция 811
— и т. дуоа (смесь), состав жидкости и
пара 669
— — парциальное давление (диаграм-
мы) 665

- Бернгулли термическая 371—373, 382, 383
380, 381, 382
Бертолины 18
Берту-Валетта таблица кристаллизации 23
Бимолекулярные реакции (при равновесном объеме) 80, 81
— — в токе газа (при выделении энергии) 84
Бинарные смеси 68, 69, 492, 699, 716
— — равновесие между жидкостью и паром 646—652
Бойля-Мариотта закон 21, 73
Бойля-Мариотта и Гей-Люссака закон 21
Боксит активированный 766
Боле градусы, таблица перевода 947—948
Болпел печь 781
Борда устье 887, 888, 891, 895, 900, 902, 903
— — коэффициент расхода 900, 909
Брайтстоки 770, 778
Бром, растворимость 549
Брикса градусы 796, 797
Бумажная масса, течение в трубах 951, 952, 953
Бурдона манометр 853, 954
Буферный слой 181
Буфловака выпарной аппарат 291, 292
— — — коэф. теплопередачи 292
Бюлера системы сушения 490

Вакуум оптимальный (при выпаривании) 230
Вакуум-кристаллизаторы 362, 364—365
Вакуум-насосы 356—358, 329
Вакуум-сушальки 470, 491, 513—530
— — альцовые 517, 519
— — гребковые 521, 528, 529
— — с внутренней магнетонной трубой 521
— — с вращающимся корпусом 521, 528, 529
— — типа Венулет 521, 526, 527
— — двувальцовые 523
— — Минтона 491
— — одновальцовые 522
Вакуум-сушильные шкафы 491, 514, 525, 516, 518
Ван-дер-Ваальса уравнение 23, 26, 28, 73
Вант-Гоффа уравнение 67, 73
Ватсона график (изменение мол. энтропии испарения—с температурой) 25, 41, 630, 631
Вебре выпарной аппарат 390
Веджа печи 782, 783
Вейра выпарной аппарат 291
Вентуриметр (трубка Вентури) 395
Vermorel разбрызгивающие сопла 396
Весовая скорость 187, 192, 195, 306, 230
Виганда выпарной аппарат 343, 353, 35
Видимая (полная) разность температур 21
Видимый коэффициент теплопередачи 21
Вильсона Лоба и Хоггелл уравнение для теплопередачи в камере испарения 21
Vitrosil абсорбционная установка 506, 507
Влагоемкость теплых газов 396
Влаг. содержание абсолютное 416
— — воздуха 416—419 (табл.), 424
— — муочных изделий 416
— — неорганических веществ 416
— — органических веществ 416
— — сушаемых газов 395
— — текстильных волокон 415
Влажность 416 (табл.)
— — абсолютная 414

Влажность, влияние при сушке 450
 — гигроскопическая 491—493
 — критическая 395, 446, 450, 455, 457, 499, 507, 508
 — метод мокрого термометра 413
 — теплопроводности 413—414
 — точки росы 412
 — оптимальная для производственных процессов 418
 — относительная 410
 — постоянная над реактивами 440 (табл.)
 — равновесная 446, 458, 491—493
 — регулировка 428—432
 Влажный объем 410, 495
 Власова формула 540
 Внутреннее испарение 453
 Внутренняя диффузия 451, 452, 454
 Внутренняя энергия газа 93
 Водоотводчики-автоматы 334
 Водород, диаграмма температура-энтропия 115, 116, 117
 — растворимость 551
 Водосливы 907—913
 — измерение напора 909
 — круглые и полукруглые 911
 — остроугольные 908, 912 (изогнутые)
 — погруженные („затопленные“) 908
 — прямоугольные 907, 909, 910
 — с обратным прорезом 912
 — теория 908
 — трапецевидные Чиполетти 911
 — треугольные 907, 910
 — формулы (и приложимость их) 908, 912
 — к газам 912
 Вода, выпарка из раствора 288 (табл.)
 — вязкость 86
 — диаграмма Моляе 122
 — температура-энтропия 112
 — очистка 805
 — расход (при расчете конденсаторов) 337
 Водяной пар, в отходящих газах 138
 — диаграмма Моляе 121
 — излучение 262
 — коэф. абсорбции H_2SO_4 584
 Воздух, влагосодержание 406—410 (табл.)
 — диаграмма температура-энтропия 113
 — избыточный при обжиге 126, 131
 — кондиционирование, см. кондиционирование воздуха
 — растворимость 548
 — теплосодержание и влагосодержание влажного В. 406—407 (табл.)
 Воздух оподогреватель 186
 Вольфа абсорбционные сосуды (туриллы) 600, 601
 Выпаривание 282—359
 — влияние начальной температуры 305, 313
 — воды из растворов 288 (табл.)
 — и правило Дюринга 286
 — многократное 206—209
 — сахарных растворов 293
 — солнечным теплом (аппаратура) 299
 — сульфитных щелоков 295
 — теплопередача 286
 — коэффициенты 286, 289—297
 — экстракта солода 291
 — электролитич. щелоков 296
 Выпарные аппараты Буфловак 292, 302
 — Вейра 242
 — Вейра 301
 — Виланда 348, 350, 351
 — Вирового 342

Выпарные аппараты Гейштофта 342
 — Зауэрбрей 348
 — Зейдан 342—345
 — Кестнера 244, 245, 301, 348—350
 — Охотского 342
 — Poirion 299
 — Роберта 298, 342, 343, 345
 — Яриан 292, 301, 303, 314, 317
 Выпарные аппараты 286—359
 — воздуха отвод 313
 — вспомогательное оборудование 334, 335
 — классификация 298
 — конструкция В. а. 298—306, 322
 — с вертикальными трубками 301
 — с выносным подогревателем 302, см. также 348, 354
 — с горизонтальными трубками 301
 — с длинными трубками 301
 — с змеевиками 302
 — с наклонными трубками 302
 — с подвесной поверхностью нагрева 301
 — с принудительной циркуляцией 302
 — системы Яриан 301
 — и термокомпрессия 333
 — конденсата отвод 313
 — контроль работы 336
 — кристаллизация на поверхности нагрева 320
 — кристаллов удаление 314
 — многокорпусные 323
 — влияние депрессии 308
 — распределение температур 307
 — наивыгоднейшее число корпусов 329, 331
 — накипь (образование и удаление) 317
 — неполадки 332
 — одиночные, расчет 304
 — оптимальный вакуум 310
 — отвод воздуха и конденсата 313
 — пенообразование 321, 322
 — перепад температур 286
 — питание 311, 312, 332
 — пленочные коэффициенты 225
 — прямой огневой нагрев 299
 — работа 309—322
 — непрерывная 314
 — расчет конденсаторов 337
 — сепараторы 321
 — сравнение В. а. разных систем 302
 — температура греющего пара 309
 — теплопередача в В. а., с вертикальными трубами 290
 — с горизонтальными трубками 291
 — с наклонными трубками 292
 — с подвесной поверхностью нагрева 289
 — с принудительной циркуляцией 294
 — системы Яриан 293
 — улавливание брызг 321
 — экстра-пар 332
 Высаливающий эффект 56
 Высушивание опытное в лабораторных условиях 460
 Вязкое (ламинарное) течение 857
 Вязкость 858—871
 — абсолютная 858
 — единицы 858
 — воды 864

Вязкость, газов 860, 862
 — ф-ла Сутерленда 862
 — жидкостей 858, 861 (номограмма) 863—864 (табл.)
 — изменение с давлением и температурой 859
 — кинематическая 859, 894
 — относительная 858
 — растворов сахарозы 865 (табл.)
 — смазочных масел 760, 780
 — удельная 859; см. также удельная вязкость
 Газ природный, извлечение бензина 813
 Газовая константа 22
 Газовый слой пограничный, сопротивление 571, 577
 — эквивалентная толщина 258
 Газовые реакции, равновесие 65
 Газовые смеси, теплоемкость 38
 Газомеры 913; мокрые 915, сухие 916
 Газы, абс. статич. давление идеального Г. на дно сосуда 834
 — абсорбция 546—616
 — адиабатическая 595
 — аппаратура 599
 — башенные насадки 602
 — влияние скорости жидкости на коэф. пограничного слоя 582
 — графический расчет процесса 572
 — двух и более газов 615
 — изотермическая 595
 — коэффициент 583
 — скорость 285
 — теория 562
 — адсорбция 807
 — в змеевиках (теплопередача) 195
 — влияние скорости газа на коэф. газового пограничного слоя 581
 — внутренняя энергия 93
 — вязкость 860, 862
 — давление в ударных трубах 904
 — десорбция 581
 — диффузия 29
 — дымовые, мол. вес 502, 506
 — идеальные 21, 22, 23, 637; см. также идеальные газы
 — излучение (закон) 257, 259 см. также излучение
 — изотермическое течение 523
 — индифферентные (влияние на равновесие) 70
 — истинная температура (вычисление) 276
 — коэф.-ты расхода 907
 — теплопередачи (номограмма) 213
 — критич. отношение давлений 905
 — максимальный расход 905
 — несветящиеся (излучение) 256
 — подъемная сила 29
 — применение формул для водосливов к газам 912
 — растворимость 555
 — в жидкостях 51
 — реакции (контактные каталитические) 89
 — реальные, 23, 93, 94, 99
 — эффект Джоуля-Томсона 93
 — статич. напор 900
 — теплоемкость 36, 38
 — течение см. течение газов
 Гей-Люссака закон 22
 Генри закон 51, 56, 59, 547, 556, 642, 667, 677, 681, 688

Геометрический износ 804
 Гейса закон 46
 Гетерогенные системы (равновесие) 72—99
 Гехенблайкнера насадка 497, 498
 Геза (Набу) закон 366
 Гиббса-Гельмгольца уравнение, 104, 204
 Гиббса и Кири термодинамическая теория (формы кристаллов) 375
 Гибсона формула (для водосливов) 910
 Гигрометр волосной 414
 Гигроскопическая влажность, см. влажность
 Гигроскопическая характеристика материала 492
 Гигростаты 429, 430
 Гидравлика 833—864
 Гидравлический радиус 857
 — формулы для различных поперечных сечений 922 (табл.)
 Гидродинамика 855
 Гидростатика 833
 Гидростатический напор 834
 Гидростатический парадокс 835
 Гидростатическое давление 833
 Гильдебранта функция 41, 636
 Гирша графическое определение расхода тепла 798
 Глины активированные 784
 — анализ 771 (табл.)
 — обработанные кислотой 783, 784
 — схема работы завода контактного фильтрования 779
 Глубина плавания (осадка тел) 839
 Гомогенные системы 63, 72; скорость реакции 79—86
 Горение, интенсивность 273
 Горловое соединение 884
 Градиент 432—440
 — атмосферные 433
 — с естественной тягой 433, 435
 — с искусственной тягой (механические) 436, 437
 — типы 433
 Градусы Боме (табл. перевода) 967—968
 — Брикса 796, 797
 — Стаммера 796, 797
 Грамматом 19
 Грессгофа критерий (единицы для вычисления) 190 (табл.)
 — уравнение (для насыщенного пара) 346
 График Ватсона, см. Ватсона графика
 Гребковые вакуум-сосуны 531—533
 Гульдберга и Вааге закон 63
 Гульдберга формула (для критич. температур) 26
 Гуттмана ячейки 603
 Давление 833 (понятие)
 — абсолютное 833
 — аддитивность 24
 — влияние на хим. равновесие 55
 — на равновесие жидкость-пар 843
 — гидростатическое 833—835
 — зависимость т. кип. от состава смеси при постоянном Д. 668
 — парциального Д. от состава смеси 668
 — избыточное 835, 845
 — критическое 27, 628
 — парциальное 24, 665
 — перепад в башнях с катализом 946
 — в газозодах, каналах и трубах 946

Давление, передача в теплообменниках 946
 — в трубопроводах 935
 — скоростное 834
 — ударное (общее) 833
 — центр 836
 — эквиваленты 977 (табл.)
 Давсона закон 24, 449, 639, 696
 Давтониды 19
 Дарко уголь 810, 804
 Дарси коэффициент трения 927, 932
 — уравнение (для течения в трубах) 921, 924, 925, 932
 Двойной слой, теория 562—582
 Двухкомпонентные системы 75
 Дезактивация активированного угля 809
 Дезодорация 758, 759, 815
 Дезорбция 582—582, 816
 Действующих масс закон 63
 Де-Лавала сопло 886
 Депрессия 287, 306, 309, 315, 331
 Деревянная решетчатая насадка 587
 Дистилляция 617—753
 — выпаривание 623
 — данные для расчета 624
 — деструктивная 623
 — для определения истинных температур кипения 747
 — и правило фаз 663—673
 — коэф. использования температуры 719
 — — полезного действия тарелки 716
 — критерий возможности разделения 736
 — лабораторная 745—753
 — материальный баланс (процессов) 701—703
 — методы расчета 675
 — многократное испарение 695
 — начальная темп-ра кипения 747
 — непрерывная равновесная 694
 — нефти 695, 735
 — — головные потоки 739, 740
 — определение 623
 — остатки 747
 — потери 747
 — при низких темп-рах 753
 — применение внешних источников тепла 631
 — применения Д. 675
 — принципы 675
 — пробная по А. С. Т. М. 745—753
 — простая 676, 679
 — — теория 688
 — секционный тепловой баланс 703—706
 — сравнительная характеристика простой и непрерывной равновесной 699
 — эффективность испарения при Д. с водяным паром 691
 Деструктивная перегонка 623
 Дефлегматоры 734
 Дефлегмация 624, 734
 Джоуля-Томсона коэффициент 108
 — эффект 93
 Диаграммы: давление-объем-температура 109
 — давление-температура 111
 — зависимости молярных энтропий испарения от T/T_c 630
 — Кокса (Сох) 643
 — летучести, для углеводородов 640, 641
 — материального и энергетического балансов: доменных газов 127; доменной печи 141; обжига извести 127
 — Моляе, см. Моляе диаграмма

Диаграмма $PV = f(P)$ для воздуха 110
 — психрометрические 410, 411, 412, 417
 — Рамзина 493
 — температура-энергия, см. температура-энергия
 — температура-энтропия, см. температура-энтропия
 — теплосодержание-энтропия, см. Моляе диаграмма
 Диатермичность тел 239
 Диафрагмы 882—907; см. также сопла
 — коэф-ты расхода 892—907
 — теория (и формулы) 889—907
 — — давление в ударных трубах (газы) 904
 — — максимальный расход газов 905
 — — погруженные Д. (жидкости) 810
 — — свободное истечение в газонаполненное пространство 86
 — — статич. напор (газы) 901
 — типы 883 сл.
 Диспергированная фаза 761
 Дисперсная среда 761
 Ди-социация электролитическая 53
 Дифференциальная теплота адсорбции 49
 Дифференциальная теплота разбавления 48
 Дифференциальная теплота растворения 48
 Дифференциальная U-образная трубка 845
 Диффузия, газов 29
 — жидкостей (внутренняя при сушке) 451 сл.
 — паров 453
 Доменная печь, баланс материальный и энергетический 142
 — — теплопередача 180
 — — хим. реакции 142
 Доменные газы, анализ 133
 — — баланс материальный и тепловой 133
 — — хим. реакции 134
 Древесный уголь 789
 Дросселирование (эффект Джоуля-Томсона) 122, 837
 Дымовые газы, мол. вес 502, 506
 Дэвиса и Крэнделла теория (абсорбции) 567, 568
 Дюлонга и Пти закон 39
 Дюринга линия 32, 42, 54, 287
 — правило 32, 43, 54, 627, 859
 — — и выпаривание 287

Железный купорос, кристаллизация в чанах 383
 Жидкие кристаллы 367
 Жидкости, бинарные смеси 53, 62, 652, 669, 715
 — влияние скорости Ж. на коэф. пограничного слоя 382
 — вязкость 858, 861 (номограмма) 865—864 (табл.)
 — давление (гидростатическое) 833
 — диффузия внутренняя (при сушке) 410
 — жидкие пленки (в вертикальных трубах) 203
 — капиллярное поднятие 845
 — критич. температура 26
 — коэф-ты расхода, см. коэффициенты расхода
 — нагревание внутри труб 197
 — — снаружи труб 205
 — напор 834, 909
 — — трения 574

Жидкости, неполярные 42
 — несмешивающиеся 39
 — охлаждение, внутри труб 197
 — — снаружи труб 205
 — плавление (пластичность) тел в Ж. 836
 — поверхностное натяжение, см. поверхностное натяжение
 — равновесие Ж.-пар 642 сл., 646—652 (табл.)
 — — применение при дистилляции 705
 — — системы Ж.-пар 663
 — распределение растворенного вещества между жидкими фазами 56
 — растворимость газов в Ж. 51
 — — твердых веществ 55
 — реальные 858
 — свойства Ж. в движении 855—875
 — скорость растворения твердого вещества 88
 — сопротивление пограничного слоя (при абсорбции газов) 572
 — статика Ж. 833—845
 — теплоемкость 572
 — теплопроводность 168
 — течение, см. течение жидкостей
 — частично смешивающиеся 62
 — частный коэф. теплопередачи 217
 Закись азота, растворимость 554
 Закон Авогадро 23
 — Бойля-Мариотта 21, 23
 — Бойля-Мариотта и Гей-Люссака 22
 — Генри 51, 56, 59, 547, 556, 565, 642, 667, 677, 681, 683
 — Гесса 46
 — Гей-Люссака 365
 — Гульдберга и Ваге 63
 — Дальтона 24, 449, 639, 666
 — действующих масс 63, 64, 72
 — ΔL (для роста кристаллов) 377
 — Дюлонга и Пти 39
 — идеальных газов 21, 22, 61, 66, 637
 — излучения 241
 — Кирхгофа 241, 253
 — Коппа 40
 — Ламберта 249
 — Нернста 76
 — параллельного смещения поверхностей (у кристаллов) 374
 — постоянных и кратных отношений 19
 — Пуазейля 858, 941
 — распределения 51, 56, 57
 — растворов 637
 — Рауля 52, 53, 59, 61, 638, 639, 642, 665, 672—674, 677, 681, 684, 692, 696, 715
 — соответствующих состояний 28
 — сохранения материи 19
 — — энергии 91, 871 (в гидравлике)
 — Стефана-Больцмана 209, 241, 256, 275
 — Стокса 321
 — Фурье (теплопроводности) 158, 451
 — закрытые U-образные трубки 847
 Замерзание растворов (температура) 54
 Зауэрбей системы выпарные аппараты 348
 Зернистые материалы, коэффициенты трения для течения 949
 Зона реакции 567
 Идеальная жидкость 856
 Идеальные газы 21, 22, 23, 635, 637, 901, 918
 — — законы 21, 22, 61, 66, 637

Идеальные тарелки 449—450, 454, 455, 709, 716, 725
 — — эквивалентная высота 725
 Идеальный радиатор 241
 Избирательная адсорбция 84
 Избыточное давление 582, 646
 Излучательная способность тарелки 241
 — — степень черноты 241
 Излучение 158, 217, 241—249
 — водяного пара 242, 244
 — газов 265—267
 — — расчеты 265
 — законы 241
 — интенсивность 249
 — между поверхностями 247
 — между твердыми поверхностями, разделенными излучающей средой 241—256
 — между твердыми телами 250—252 (табл.)
 — несветящихся газов 256
 — окружающей среды при сушке 447
 — пламени пылевидного угля 244, 247
 — полное (поверхности (общая радиация) 241)
 — — черного тела 241
 — светящегося пламени 256, 259
 — сернистого газа 264, 266
 — твердых частиц, зависящих от цвета 267
 — топочных газов 266
 — углекислого газа 261
 — углекислого газа и водяного пара в смеси 263
 — — черного тела 241
 Измерение потока (жидкостей) 875—921
 — — измерители, см. также анемометры, водосливы, диафрагмы сопла
 — — — механические 915
 — — — поршневые 918
 — — — при помощи разбавления 919
 — — — электрические (Томаса) 919
 — — — изотермического 924
 Изобутан, диаграмма температура-энтропия 113
 Изоморфизм 365
 Изотермическая абсорбция 565
 Изотермическое ламинарное течение (в каналах) 533
 Изотермическое превращение 35
 Изотермическое расширение 95
 Изотермическое сжатие 35
 Изотермическое течение газов (в каналах) 923
 Изозлектрическая точка 818
 Изованталические сушилки 462
 Импульсные колесные измерители, скоростные или поточные 318
 Инверсионная температура 24
 Индивидуальный абсорбционный коэффициент 564—566, 570, 575
 Индифферентные газы 31
 Инжекторы 333
 Интегральная теплота адсорбции 49
 Интегральная теплота разбавления 48
 Интегральная теплота растворения 48
 Интенсивность, горения 273
 — — радиации 249
 Инфузорная земля 728
 Испарение, энтропическое 653
 — методы 675
 — многократное 695
 — непрерывное равновесное 694

Испарение непрерывное, расчеты 695
 — однократное 694
 — с поверхности, скорость 462
 — скрытая теплота 40—44, 216, 448, 630—634, 695
 — — растворителя из раствора 43
 — — стандартной жидкости 42
 — — углеводородов 633
 Истинная скорость воздуха 914
 Истинная температура кипения 747—753
 Истинная температура газа, вычисление 206
 Истмента уравнение (для уд. теплот) 106
 Кажущаяся плотность 20, 793
 Кажущаяся удельная теплопроводность (зернистых материалов) 159
 Кафе и Фурнаса теория 198
 Каландры 446, 481
 Калибровка манометров 854
 Каллий, константа равновесия для растворов карбоната 562
 Калориферы 210, 447, 461, 532—540
 — Аэрофин (Aerofin) 210
 — завода „Кооператор“ 537, 539
 — Госсанстрой 537
 — пластинчатые 532, 536—538
 — — значения K и η для П. к. 538
 — поверхностные 532
 — — водяные 532
 — — газовые 532
 — — паровые 536
 — — Реймера 532, 536
 — смещения 532
 — Стюртевант 540
 Кальете и Матиса правило 27
 Капиллярное поднятие 845
 Камеры сгорания, перенос тепла 273—280
 Капиллярность 840—845
 Карно машина 98
 Кастеля конические сопла 900
 Каталитические реакции 89
 Карвера теория адсорбции 765
 Кварцевая насадка 586
 Керамиковая насадка 586
 Керосин, дистилляция по А. С. Т. М. 741
 Кестнера выпарной аппарат 244, 245, 301, 348—350
 Кестнера распыливающая сушилка 472
 Килограммоль 19
 Кинематическая вязкость 859, 894
 Кипения температура, см. температура кипения
 Кипящие жидкости (коэф. теплопередачи пленки) 225—227
 Киреева уравнение (дистилляция) 631
 Кирхгофа закон 241, 253
 Кислород, растворимость 554—555
 Кислотоупорные насадки 608—610
 Кистяковского формула 42
 Клапейрона уравнение 22, 631
 Клапейрона-Клаузиуса уравнение 30, 41, 43, 44, 50, 53, 54, 625
 Ковшевой элеватор 315
 Кокс (как башенная насадка 604, 606
 Кокса (Сох) диаграмма 33, 626, 628, 643, 728, 742, 744
 Коллоидальные растворы (и адсорбция) 789
 Коллоидов осаждение (как метод разделения) 759, 760
 Колонны абсорбционные; см. также абсорбционные башни

Колонны абсорбционные, кислотные Паульсона 612—615
 — — с деревянной насадкой 587
 — — с кварцевой насадкой 586
 Колонны ректификационные 623, 700, 701
 — — питание флегмой 733
 — — с колпачковыми тарелками 700, 723, 726—735 (проектирование)
 — — с насадкой 700, 701, 723, 751—753
 — — с ситчатыми тарелками 704, 723—726
 Колпачковые тарелки 578—589
 Кольборна уравнение (теплопередачи) 221
 Кольца Рашига 603, 604, 606, 607, 724, 953
 Кольцевые сопла 887, 889 (табл.)
 Компонент (правило фаз) 74
 Компрессия (при сушке) 509, 510, 511
 Конвекционные токи 239
 Конвекция 158 (определение), 159—231, 239
 — естественная 205, 212, 214—216, 221, 222, 239
 — принудительная 158, 205, 222
 Конденсаторы 238, 335, 337—340, 529, 530, 701
 — барометрические 355, 356
 — вертикальные трубчатые (аммиачные) 238
 — горизонтальные оросительные (аммиачные) 238
 — мокровоздушные 338
 — поверхностные 335
 — противоточные 238, 335
 — прямоточные 338—340
 — расчет 337—341
 — смешивающие 335
 — с сухим воздушным насосом 335
 Конденсация паров на трубах 216, 218
 — поверхность 338
 — частичная 624, 733
 Кондиционирование воздуха 403, 414—419, 420—428, 768, 826—828
 — — агрегаты децентрализованные 427
 — — при адсорбции 826
 — — регулировка точки росы 423
 — — система осушки 425
 — — таблица наиболее благоприятных температур и влажности при производственных процессах 418
 — — температуры и влажности в рабочих производственных помещениях согласно ОСТ 4514 419
 — — типы осушителей
 — — увлажнители, камерная система 420—425
 — — — местная система 420—428
 — — — комбинированная система 420—425
 — — — установки 420—425
 Кондукция тепла, см. теплопроводность
 Конические сопла (Кастеля) 900
 Константа диффузии влаги 451
 — излучения 448
 — равновесия 63, 64, 103
 — скорости реакции 82
 — Стефана-Больцмана 241
 — сушильного процесса 458
 Константы, критические 28
 — универсальные 977 (табл.)
 — условные химические 77
 — физические и химические (выбор их в промышленной стехиометрии) 125
 Контактное, продолжительность 83, 89

Контактное фильтрование 779
 Контактные реакции 89
 Копа, Льюиса и Вебера уравнение (для теплоемкости) 37
 Копла закон 40
 Корки образование при сушке 459, 562
 Костяной уголь 767, 785—789
 — анализ 786 (табл.)
 — — производство: схема 785; табл. 786
 — — регенерация 788
 Коэффициент абсорбции 581
 — — индивидуальный 564, 566, 570, 595
 — — общий 564, 595
 — активности 61
 — Джоуля-Томсона 93, 94, 108
 — использования температуры (при дистилляции) 719, 720
 — Крафса 31
 — лученспускания 243—247 (табл.)
 — полезного действия тарелки 581, 584, 706, 707, 716—719
 — растворимости 565
 — расхода жидкости 887, 892—907
 — — для диафрагм: газы 892, 900, 907; жидкости 894, 895, 899
 — — для сопел 899
 — — для трубок Вентури 893
 — сжатия струи 884
 — тепловой (полезного действия сушилки) 463, 465
 — теплопередачи 181, 182, 212, 214, 239; см. также теплопередача
 — — в выпарных аппаратах 289, 291
 — трения Дарси 927, 932
 — шероховатости 927
 Крафса коэффициент 31
 Крекинг паровозный 770
 Кривая пловучести 839
 Кристаллизаторы, вакуум 382, 391, 392
 — Вульф-Бока 382, 386
 — Говарда 382, 386
 — Джеремисен (Jeremiassen) 382, 389
 — емкость 394
 — контроль 393
 — непрерывнодействующие 384 сл.
 — Осло 382, 389
 — производительность 393—395
 — работа 393—395
 — с водяным охлаждением 388
 — с воздушным охлаждением 387
 — Свенсон-Уокер 378, 382, 384
 — с мешалками 383
 — типа Цана 382, 387, 389
 Кристаллизация 365—397
 — аппараты 382—384
 — в сборниках 382
 — выход кристаллов 357
 — и выпаривание 382
 — на поверхности нагрева 320
 — теория 365—371
 — теплота 368
 — фракционированная 369—371
 Кристаллическое вещество (растворимое) очистка 761
 Кристаллографические системы 366
 Кристаллы, адсорбция 377
 — вид 374
 — жидкие 367; анизотропия 367
 — законы роста: принцип перекрытия 374; закон ΔL 377
 — изоморфизм 365
 — неизменяемые 374

Кристаллы, образование 371—373
 — пространственная решетка 366
 — рост 375—382
 — скорость переноса 375
 — спекание (и предотвращение спекания) 395—397
 — факторы, влияющие на процесс образования зародышей 371 сл.
 — форма 365
 Критерий Каммингса 643
 — Рейнольдса 180, 188, 189
 — — единицы для вычисления 180 (табл.)
 — Стантона 181, 189
 Критическая влажность, см. влажность
 Критическая температура 25 сл., 425
 Критическая скорость (в гидравлике) 857—858, 927, 928
 — — нижняя 928
 Критическая область (в гидравлике) 927, 928
 Критические константы 28
 Критическое влагосодержание материала 446, 455, 457, 499, 500, 501
 Критическое давление 27, 525, 544
 Критическое отношение давлений (в гидравлике) 905
 Кубы перегонные трубчатые 604—606
 Каммингса критерий 643
 Кэрриера сушилки 488
 Кэрриера уравнение (для скорости испарения) 449
 Кюри и Гиббса термодинамическая теория (формы кристаллов) 375
 Лабораторная дистилляция 745—753
 Ламберта закон 249
 Ламинарное течение 200, 857
 — — возмущенное 200
 — — изотермическое 933
 — — прямолинейное (формулы) 934
 Ледюка правило 25
 Линдемана и Магнуса уравнение (для теплоемкости) 40
 Линде процесс 94
 Линейная скорость жидкости (средняя) 856
 Линии Дюринга 32
 — течения (потока) 857
 Летучесть 61, 639, 673—674
 — относительная 62, 673, 674, 694
 — — изменение с темп-рой 661
 Лонг-резидиум 789
 Локхарта уравнение (теплопередачи) 221
 Лученспускание, см. излучение
 Лучистая теплота 447
 Ленгмюра уравнение (адсорбции) 764, 765
 Льюиса, Уорда и Фосса уравнение (теплопередачи) 127
 Майера (Miers) теории суперрастворимости 372, 373
 Мак-Кэба и Тилле метод расчета количества тарелок 707—711 (диаграмма) 707
 Максвелла-Стефана уравнение (теплопередачи) 221
 Максимальная работа (в термодинамике) 94
 Манометры 845—855
 — Бурдона 853—854
 — диафрагменные 853—854
 — дифференциальных U-образных трубок 846

Манометры, для измерения небольших газовых давлений 848
— жидкостные 845—848
— закрытые U-образные трубки 847
— калибровка 854
— кривообразные 854, 855
— механические 853—854
— микроманометры 852, 854
— поплавковые 854, 855
— открытые 845, 846
— с увеличенной шкалой 848
— точечные 854
— Чатток 852

Масла старение 776
Матиса и Кальете правило 27
Машина Карно 98
Медисинские угли 768, 791, 819
Меркеля диаграмма 287
Мерфри метод 712, 722
Металлы, уд. теплопроводность 160 (табл.)

Метан, диаграмма Моллье 121
— — температура-энтропия 118
— растворимость 553
Метациентр 839

Механические измерители течения 915
Механические манометры 853—854
Механический эквивалент тепла 91
Микроманометры 852, 854

Минтона вакуум-сушилка 491
Многокомпонентные смеси, расчет числа тарелок 715, 716
— — испарение (в процессах дистилляции) 695

Многокорпусные выпарные аппараты 306—309, 323—333

Многофазные печи (для регенерации, отбеливающих земель) 781, 782
Модификации аллотропические 39

Мокрый термометр 410, 413 (методика), 447, 464, 494

Молекулярная теплоемкость 36, 91
Молекулярная теплота сублимации 30
Молекулярные (молярные) доли 19, 20

Молекулярный объем 19, 20, 30
Молекулярный процент 20
Моллье диаграмма 120—122

— — для воды 122
— — для водяного пара 121
— — для метана 121
— — для этилена 120

— — и расчет сушилок 448, 493, 496
Моновакуумметры 853

Мономолекулярные реакции 80—83
Мономолекулярный слой 766

Монтильона уравнение (промышленная кристаллизация) 377

Мощности эквиваленты 974 (табл.)
Мюнцингера формула (для потери напора) 526

Наложение нескольких равновесий 66
Напор, жидкости 824, 909
— трения 874

Напье (Napier) уравнение (для тока насыщенного пара) 906

Насадки башенные 601—612, 948—954
— — влияние смазывания 950, 953
— — деревянные 587
— — кварцевые 586, 587
— — керамические 586, 587
— — кислотоупорные 608—610 (табл.)

Насадки башенные, кольца Рашига 603, 604, 606, 607, 724, 953

— — металлические 610 (табл.)
— — поверхность 582, 587
— — сопротивление трения 605
— — типы 602—605

— — — характеристика 606 (табл.)
Насосы 334—335, 336; см. также т. II
— вакуум-насосы 356—358, 523

— паровые эжекторы 336
— поршневые 334, 336
— — мокровоздушные 336
— — сухие 336

— — дуплекс 779
— — ротационные 334
— — типа РМК 359

Насыщенный объем 410
Насыщенный пар 38
— — упрощенные и приближенные ф-лы потока 906

Натрий, константа равновесия для растворов карбоната 560

Неизменяемые кристаллы 374
Неизотермическое течение жидкостей в прямых каналах 930

— — газов 923, 930
Необратимые процессы 94, 102
Неполярные жидкости 42

Непрерывная ректификация 700—721
Нернста закон 76

Нестационарный тепловой поток 176—180
Нефть, боковые потоки (при дистилляции нефтепродуктов) 738, 739

— — дистилляция 736—745
— — критерий возможности разделения 736
— — мол. веса нефтяных фракций 635—637

— — очистка (адсорбцией) 828
— — уд. теплоемкость нефтяных фракций 635
— — уд. теплопроводность нефтяных масел 169 (табл.)

— — «хвосты» при дистилляции 737
Никольс-Геррестгофа печь 781, 782, 783

Нильсена проделлер 603
Норят 769, 792, 802

Нормальная поглощательная способность 243

Нуссельта критерий (единицы для вычисления) 191 (табл.)
— уравнение 201, 203, 212, 215—219; 222

Обезвоживание 22 (газов охлаждением), 403 сл., 446 сл., 824 (адсорбцией); см. также осушка

— системы 425
Обесцвечивание (углем) 775, 776, 796
Обесцвечивающие угли 767, 789—806

— — применение 798—799 (табл.)
Обжиговые печи 779

Обратимые процессы 94
Обратимые реакции 62
Объем влажный 410, 495

— — молекулярный 19, 20, 30
— — насыщенный 410
— — парциальный 25
— — удельный 495

Объемная производительность 89
Объемная скорость 89
Общие коэффициенты теплопередачи 182, 183, 203, 226, 227, 232—238, 285

Однокомпонентные системы 75

Однократное испарение 604

Окись азота, растворимость 553

Окись алюминия (как адсорбент) 820
Окись углерода, растворимость 550

Органические соединения, темп-ры кипения 658—663 (табл.)
Оросительные камеры с разбрызгиванием 607

Оррока уравнение (теплопередача в камере сгорания) 273

Осадка тела 839
Осаждение 759, 761

Осушители эжекторные 425
— — разбрызгивающие 425

Осушка 403—404; см. также с.шка
— газов охлаждением 230
— силикагелем 824—826

— система (при кондиционировании воздуха) 425
Отбеливание фуллеровой землей 769

— минеральных и растительных масел, жиров и смазочных масел 770
Отбор промежуточный (в процессе дистилляции) 738

Отгонка (дистилляция) 580—582
Относительная влажность 410, 434

Относительная вязкость 858
Относительная летучесть 62, 673, 674, 684

Отражательная способность поверхности 240
Отстаивание 759, 760; см. также т. II — отстаивание

Охлаждение (рефрижерация) 511, 512, см. также т. III
Охлажденные бассейны 432—441

Охлажденная типовая система 435
Очистка воды 805

— нефти 823
— сахара см. сахар
— углекислого газа 816—824

— хлопкового масла 802

Параллельное питание (при выпарке) 312
Пар, влияние перегрева 219

— — водяной, см. водяной пар
— — и жидкость, равновесие 612, 613 сл.

— — конденсация 216
— — в присутствии неконденсирующихся газов 220

— — насыщенный, упругость 25
— — острый 734
— — расчет упругости 33, 34

— — точки росы парообразных смесей 609
— — соковый 322
— — упругость, см. упругость пара

— — экстра-пар 332, 333
Паромеры 356
Паропроводы 338; см. также т. II

Парсона и Харпера уравнение (теплопередачи) 211
Парциальный объем 25

Паскаля принцип 835, 836
Паульсона кислотная колонна 612—615
Пенообразование 321, 322

Перегонка, см. дистилляция

Перегонная колба для дистилляции по А. С. Т. М. 745

Перегонные кубы трубчатые 694—699

Перекрестный ток 185

Перекристаллизация 761

Перекрывание фракций 737, 738

Перепад давления см. давление

Переточные трубы 700, 723, 731; периметр 731

Периодическая ректификация 700—721

Печи Вонноу 781

— Веда 782, 783

— вращения 781

— Геррестгофа 782, 783

— многофазные 781

— Никольс-Геррестгофа 781, 782

— обжиговые 772

— Парис 781

— трубчатые 784

Пиезометрические насосы 871

Пирометры 266, 267, 268, 269

Питометры 881

Пито трубки 853, 871, 872, 873, 874, 875, 881, 913, 914

Плавание 838—841

Плавление, скрытая теплота 14

Пламя светящееся 305

— — излучение 258, 266

— — интенсивность поглощения 311

Пловучесть 838—840

— кривая 839

— центр 838, 839

Пленки сопротивляющие 285

Пленочные коэффициенты (в теплообменных аппаратах) 225, 230, 231

Пловучесть 538

Плотность, кажущаяся 21, 781

— — определение погружением 340

— — смесей 21

Пневматика 833

Поверхностное натяжение 840—845

— — вода-спирт (в соприкосновении с воздухом) 841

— — жидкостей 841—844 (табл.)

— — при температуре затвердевания 844

— — растворов солей и кислот в воде 843 (табл.)

Поверхность активная, адсорбирующая 307

— насадки 582, 587

— расчет нагрева 265

Поглотительная способность нормальная 243

— — ореода пламени 270, 271

— — поверхности 240, 242, 271

— — полусферическая 242

— — эффективная 254

Пограничный газовый слой, сопротивление 571, 577

— — — эквивалентная толщина 25

Подбельника прибор 752

Подъемная сила пара 29

— — (действующая на погруженное тело) 838

Полная излучательная способность 340

Полусферическая поглощательная способность 242

Поплавковый манометр 854, 855

Пористость (фильтрующей среды) 380

Потенциал адсорбционный 705

Потери при изотермическом расширении (газов) 826, 839

Поток жидкостей, измерение 875—878

Правило Дюринга 32, 42, 54, 266, 875, 876

— Кальете и Матиса 27

— Ледяна (аддитивность объемов) 25

— Рилла: второе 322, первое 321

— Трутона 30, 35, 41, 638

Правило смесения 20

— фаз 73—76, 886

— — при дистилляции 602—671

- Прямая уравнение (для теплопередачи) 197; теория 181
 Прессование в процессах сушки 446
 Принцип Архимеда 838
 — Паскаля 836, 838
 Производительность объемная 89
 Промышленная стехиометрия 123—152;
 см. также стехиометрические расчеты
 — — схемы решения промышленной проблемы 124
 Проницаемость (пористость фильтрующей среды) 760
 — тела 240
 Пропилен, растворимость 555
 Просток (при адсорбировании) 811, 823
 Пространственная решетка 365
 Противоток 817, 818
 Противоточное питание (при выпарке) 311, 312, 332
 Прямоточное питание (при выпарке) 311, 312, 332
 Псевдомолекулярные реакции 82
 Психрометрические диаграммы 410, 411, 412, 417
 Психрометр (прашевой) 413
 Пуазейля закон 858, 941
 Пылесотделитель (для извлечения салярной пыли) 480
 Равновесие (химич. смес.) 63—78
 — влияние давления 68
 — — индифферентных газов 70
 — — соотношения реагирующих веществ 70
 — — температуры 67
 — вычисление 71
 — газовых реакций 65
 — закон действующих масс 63
 — критические 64, 645
 — константы 63—66
 — — соотношения между К. р. 65—66
 — — стандартное изменение свободной энергии и К. р. 103—104
 — наложение равновесий 66
 Равновесие плавающих тел 839
 Равновесная тарелка 578, 579
 Равновесное влагоудержание 416, 491—493
 Равновесные соотношения между жидкостью и паром 705
 Равновесные составы (реакции), расчеты 72
 Равномерное непрерывное испарение 694—709
 Радиация 113, 239—241; см. также излучение
 — общая 239
 Разделительная колонка (в процессах дестилляции) 695
 Разрыв температур фракций при дестилляции 736—738
 Рауля и Юнга формула 32
 Рауля диаграмма 493
 Распределения закон 51, 56, 57
 Распилитель дисковый 584
 — центробежный 472
 Растворения (твердых и кристаллических веществ) скорость 83, 375
 Растворимость азота 553, 554
 — аммиака 548
 — ацетилена 541
 — брома 549
 — водорода 551, 552
 Растворимость воздуха 548
 — газов 54, 556—562
 — двуокиси серы 555
 — закиси азота 554
 — кислорода 554—555
 — метана 553
 — окиси азота 553
 — — углерода 550
 — пропилена 555
 — сероводорода 552
 — твердых веществ в жидкости 55
 — угольной кислоты 549
 — хлора 550
 — хлористого водорода 552
 — этана 551
 — этилена 551
 Растворимые кристаллическ. вещества 761
 Растворы 56—62
 — вязкость 866—871
 — законы 637—642
 — количество выпариваемой воды для изменения концентрации 288 (табл.)
 — температура замерзания 54
 — теплота растворения 48, 49
 — уд. вязкость 865—871
 Расширение адиабатическое 96, 97
 — и термическое 95, 96
 Расширение при истечении 939
 Рауль уравнение (для насыщенного пара) 906
 Рауля закон 52, 53, 59, 61, 638, 639, 642, 666, 672—674, 677, 681, 684, 692, 696, 715
 — — диаграмма 60
 Рафинирование саляра 801, 803
 — хлопкового масла 802
 Рашига кольца 603, 604, 616, 607, 724, 853
 Реакции бимолекулярные 80, 81, 84, 85
 — — при постоянном давлении (в токе газа) 82—85
 — — при постоянном объеме 89 сл.
 — в доменной печи 142
 — в токе газа или жидкости 89
 — высшего порядка 82
 — газовые (контактные каталитические) 89
 — доменных газов (в доменной печи) 134
 — изменение свободной энергии и константа равновесия 103
 — контактные 89
 — медленные в одной фазе 596—598
 — между твердыми и растворенными веществами 89
 — мономолекулярные 83—85
 — обжига извести в шахтной печи 127
 — обратимые 63
 — одновременные 85
 — порядок 76, 79, 86 (определение порядка) 82
 — псевдомолекулярные 82
 — скорость 79—80
 — — влияние темп-ры 87
 — теплота 46—48, 77
 — тримолекулярные 81—83
 — экзотермические и эндотермические 45
 Реальные газы 23, 93, 94, 99
 Реальные жидкости 858
 Ребристые трубы 210, 211
 Регенераторы 180
 Регенерация костяного угля 788
 — фуллеровой земли 781—783
 Регулирование влажности, приборы 428—432

- Регулятор уровня автоматический 337
 Редистилляция 782
 Рейнольдса критерий 180, 188, 936
 — — единицы для вычисления 188 (табл.)
 — уравнение 193
 — число 182, 856—857, 861, 862, 864, 923, 926, 927—832, 938, 944, 945, 948, 949
 Ректификационные колонны 623, 790, 791
 — — питанье флегмой 723
 — — с кольцевыми тарелками 709, 723, 726—735 (проектирование)
 — — с пачкой 700, 701, 723, 751—753
 — — с ситчатыми тарелками 704, 723—726
 Ректификация 623, 624
 — непрерывная 700—721
 — — полнота разделения 700
 — периодическая 721—722
 Рекуперация паров летучих растворителей 616
 Релея уравнение, в теории дестилляции 676, 678; для скоростей газов 878
 Рефрижерация 509, 511, 512; см. также т. III
 Рилле правила: второе 332; первое 381
 Рихмана формула (для темп-ры рабочей смеси сушальных газов) 504
 Рихтера формула (для круглых медных труб) 945
 Роджерса уравнение (адсорбции) 774
 Самоиспарение, при дестилляции 686
 Сантимуаз 858, 859
 Саудерса и Броуна графич. метод расчета абсорбционных и отгонных колонн 616
 Сахар, обезцвечивание 796, 797
 — рафинирование 801, 803
 Сахарные растворы, выпарка (коэф. теплопередачи) 293
 Сахароза, вязкость растворов 865
 Свенсон-Уокер кристаллизатор 378
 Светящееся пламя 267, 268, 270
 — — интенсивность поглощения 268
 — — излучение 269
 Свободная энергия 100, 104, 106
 — — вычисление 106
 — — изменение в зависимости от физич. состояния 105
 — — — и равновесие 102
 — — — при химических реакциях 102
 — — — с темп-рой 105
 — — — стандартное 103
 — — — и константа равновесия 103
 — — — и электродвижущая сила 104
 — — образования веществ из элементов 105
 — — стандартная 102
 Свободное влагоудержание 416
 Секционный тепловой баланс при расчете процессов дестилляции 703—716
 Сепараторы выпарных аппаратов 321
 Сернистый газ, излучение 264, 266
 — — коэф. абсорбции 590, 591
 — — растворимость 555
 Сероводород, растворимость 552
 — упругость паров 561
 Сжатие адиабатическое 96, 97
 — изотермическое 95
 Сжижение, критические постоянные 25
 Сжижатель 763, 809—811, 824, 824, 826
 — адсорбция: ацетона и бензола 823, 823; H_2O 823; SO_2 820—822; паров органич. растворителей 823
 Сжижатель в конденсаторе 824
 — — для постельки постельного 824
 — — осущ. сжижатель 824, 826
 — — осущ. сжижатель 824
 — — CO_2 824
 Скоростной шнур 534
 Скорость абсорбции 592, 592—596
 — адсорбции 764
 — акустическая 906
 — весовая 187, 192, 196, 206, 216
 — диффузия (при сушке) 447
 — — жидкости 452, 454
 — — пара 453
 — критическая (в газовой фазе) 452—454, 927, 930
 — — низкая 930
 — — падение (при сушке) 452, 453, 454—456, 460, 461; при сушке 452 сл.
 — — пара (в колонне) 712, 713, 726, 728
 — — переноса поперечности кристаллов 454
 — — постоянная (при сушке) 452, 453—454, 454
 — — распределение С. в потоке (адиабатич. тн) 906
 — — растворения (твердых и кристаллическ. веществ) 83, 375
 — — реакции 79—80
 — — средняя линейная (жидкости) 554
 — — средняя массовая (жидкости) 556
 — эквиваленты 974
 Скрубберы 816 (Фельда), 825
 — кислотоупорные пачки 805—809, 809
 — — металлические пачки 616 (табл.)
 Скрытая теплота 40, 630—635
 — — испарения 41—44
 — — — растворителя из раствора 43
 — — — стандартной жидкости 42
 — — — углеводородов 638
 — — — перехода 44
 — — — плавления 44
 — — — сублимации 44
 Смазочные масла, вязкость 750, 780
 Смеси азеотропные 59, 652—657
 — бинарные 715
 — зависимость темп-ры С. от состава 59
 — многокомпонентные 715, 716
 — плотность 21
 Смешанное питание (многофазный аппарат) 312
 Соковый пар 333
 Солеприемники 315
 Солнечная постоянная 353
 Солода экстракт, коэф. теплопередачи при выпарке 291
 Соответственных состояний закон 25
 Сонла 882, 885—889; см. также Сонла-вы
 — Вентури 884, 883, 889
 — де-Лавала 886
 — кольцевые 887, 889 (табл.)
 — конические Кастеля 930
 — теории 889—907
 — типы 886
 — чашечные 889
 Сохранение материи 19
 — — энергии 91, 371 (в гидравлич.)
 Спекание кристаллов 365—367
 Спектрометры 256
 Специфическая адсорбционная емкость угля 808

Сплавы, влияние темп-ры на уд. теплопроводность 160 (табл.)
 — хромовые, уд. теплопроводность 161 (табл.)
 Стабильные эмульсии, разделение 761
 Стампера градусы 796, 797
 Стандартная диафрагма 885
 Стандартная короткая трубка 891
 Стандартная жидкость, скрытая теплота испарения 42
 Стандартная свободная энергия 102
 Стандартный потенциал 104
 Стантона критерий 181, 189
 — — единицы для вычисления критерия 189 (табл.)
 Статическое давление (жидкости) 872, 876
 Статический напор, газов 900
 — — жидкостей (прирост С. н. за диафрагмой) 884
 Стационарный тепловой поток 158, 171
 Степени дробные чисел (табл.) 957—962
 Степень конверсии 89
 — свободы (в правиле фаз) 74
 — черноты 241, 242
 Стефан-Больцмана закон 209, 241, 256, 278
 — — константа 241
 Стехиометрические расчеты 126 сл.
 — — доменная печь 141—152
 — — доменные газы 132—140
 — — единиц выбор 124, 128, 134, 144
 — — обжиг извести (в шахтной печи) 126—131
 Стехиометрия промышленная 123—124
 — — схемы решения промышленной проблемы 124
 Стокса закон 321
 Сублимации скрытая теплота 44
 Сульфат аммония, сушка 479, 480
 Сульфитные шелока, выпарка 294, 295
 Суперрастворимость (теория Miers) 372, 373
 Сутерленда формула (для вязкости газов) 859, 862
 Сучар 800—803
 — — схема сучар-процесса 803
 Сушилки адиабатические 462, 463
 — атмосферные 462
 — барабанные 476—480, 520, 531
 — — производительность 478, (табл.) 533—535
 — Бютера системы 490
 — вакуум 490, 491, 513—530
 — — гребковые 524—527
 — — с внутренней нагревающей трубой 521
 — — с вращающимся корпусом 521, 528, 529
 — — типа Венулет 521, 526, 527
 — — двувальцовые 523
 — — Минтона 491
 — — одновальцовые 522
 — вальцовые для жидкостей и густых паст 472
 — — для листовых материалов 481
 — Гордона 487
 — дв. барабанные 477
 — — акклиматационные данные 478 (табл.)
 — для газетной бумаги и бумаги для госзнаков 453 (табл.)
 — для лесоматериалов (Тимана) 486
 — — горизонтальные 462
 — — камерные 484 сл.
 — — классификация 462—463

Сушилки, конденсация на стенках 461
 — — Кэрриера эжекторные С. 483
 — — непрерывного действия 463
 — — одновалабанные 476
 — — периодического действия 463
 — — пневматические 489—491
 — — противоточные 458
 — — размеры 456
 — — распыливающие 470—472
 — — — Кестнера 472
 — — расчеты 493—501
 — — расход тепла 467—470
 — — с внутренним подогревом 462
 — — с мешалками 489, 473—476
 — — с подогретым воздухом 462
 — — соотношение между темп-ой и влажностью воздуха 497
 — — Тимана (для лесоматериалов) 486
 — — типы 470—491
 — — туннельные 464, 465 484—486, 489
 — — шкафы-сушилки 484
 — — эжекторные 488
 — — экономайзеры 470
 Сушильные барабаны, стандартные размеры 532
 Сушильные вальцы для листовых материалов 481
 Сушильный агент, характеристика и важнейшие расчеты 501
 Сушка 442—540
 — — время С. различных материалов 456, 508 (табл.), 525—526 (табл.)
 — — газов 509—512
 — — зона, в которой процессом С. управляет внутренняя диффузия жидкости 451
 — — — ненасыщенной поверхности сушки 451, 454
 — — кривые скоростей сушки 453, 461, 462
 — — критическое влагосодержание 507
 — — механизм С. 453—455
 — — потери тепла 467 (табл.), 468, 469
 — — приближенное уравнение для практических расчетов 455
 — — расход тепла 467—470; определение по Гиршу 498
 — — скорость падающая 450, 451, 453—455, 460, 461
 — — — постоянная 447, 452—454
 — — — прямолинейно падающая 452
 — — твердых материалов 446—508
 — — — в лабораторных условиях 461
 — — — влияние влажности воздуха 450
 — — — — скорости воздуха 449
 — — — излучение окружающей с. еды 447
 — — — классификация сушилок 462
 — — — корки образование 459
 — — — механизм 453
 — — — период падающей скорости 450
 — — — — постоянной скорости 447
 — — — равновесная (гигроскопическая) влажность 491
 — — — трещины на поверхности 459
 — — — циркуляция и рециркуляция воздуха
 — — температура С. различных материалов 508 (табл.), 525—526, 533—534 (табл.)
 — — топочными газами 501
 — — химическая 509, 510
 Счетчики жидкости 336

Тайлера абсорбционные сосуды 600, 601
 Тарелки барботажные 732, 733

Тарелки идеальные 578—580, 710, 705, 707, 716, 725
 — — эквивалентная высота 725
 — — коэф. полезного действия 716—719
 — — колпачковые 723 сл.
 — — — конструкции 729—733
 — — падение давления по Т. 731
 — — равновесные 578, 579
 — — расстояние между Т. 723, 724, 732
 — — расчет количества 712 сл., 715 сл., 722
 Твердые тела, определение объема погружением 840
 — — реакции между Т. т. и растворимыми веществами 89
 — — скорость растворения в жидкостях 88
 — — — сушка Т. т., см. сушка
 — — — теплоемкость 39, 40
 Температура абсолютная 22
 — — влияние на равновесие 67
 — — — на скорость реакции 87
 — — — на уд. теплопроводность металлов и сплавов 160 (табл.)
 — — градиент 158, 174, 175, 180
 — — греющего пара (в выпарных аппаратах) 309
 — — изменение свободной энергии с Т. 105
 — — инверсии 94
 — — кипения, азеотропных бинарных смесей 653—655 (табл.)
 — — — влияние внешнего давления 30
 — — — жидких смесей 58
 — — — — зависимости от состава 59
 — — — истинная (в процессах дистилляции) 747—753
 — — — органических соединений 658—663
 — — — повышение: влияние депрессии в многокорпусных аппаратах 309; при растворении нелетучего вещества 53
 — — колонны, установление 739
 — — критическая 25 сл.
 — — — мокрого термометра 410, 494
 — — перепад 180, 181, 297
 — — понижение темп-ры замерзания 54
 — — — разность (в выпарном аппарате) 285—286
 — — — распределение в многокорпусных аппаратах 307
 — — — стандартная, приведение отсчетов барометра к 894
 Температура-объем, диаграмма 109
 Температура-энергия, диаграмма 112
 Температура-энтропия, диаграмма 112, 113
 — — для азота 119
 — — для водорода 116, 117
 — — для воды 112
 — — для воздуха 113
 — — для гелия 115
 — — для изобутана 113
 — — для метана 118
 — — для этилена 114
 Тепловой баланс 368, 701—703, 742, 745
 — — в дистилляции (полный) 739
 — — — при проектировании колонн 739
 — — — секционный 703—706
 — — — диаграмма для доменных газов 133—134
 — — — для доменной печи 142
 Тепловой погон 285
 — — — нестационарный 176—180
 — — — стационарный 173
 — — — эквиваленты 976 (табл.)

Теплоемкость 2, 4, 10, 22, 39
 — — — газов 39
 — — — жидкостей 39
 — — — молекулярная 3, 10
 — — — — газоприемных баров 39
 — — — определение (тепловой емкостью) 39
 — — — твердых тел 39, 40
 — — — удельная 39, см. также удельная теплоемкость
 Теплоизлучение материалов 206
 Теплообмен, оптимальная скорость 225
 — — — оптимальные условия 227—230
 Теплообменники, многотупевые 186, 187
 — — — перепад давления 946
 Теплопередача 153—256
 — — в выпарных аппаратах 255—257
 — — в доменных печах 256
 — — в камере сгорания 256
 — — в регенераторах 156 256
 — — — видимая разность температур 256
 — — — к газам 195
 — — — к жидкостям 197
 — — — конвекцией 158, 159, 213
 — — — коэффициент, влияние уровня жидкости 297
 — — — в аппаратах с вертикальными трубами 290
 — — — — с горизонтальными трубами 291
 — — — — с наклонными трубами 291
 — — — — с принудительной циркуляцией 294
 — — — — с рубашкой 299
 — — — — Яриана 293
 — — — в выпарных аппаратах 255, 256—257
 — — — — общие коэф-ты 256
 — — — — пленочные коэф-ты 255, 256
 — — — — влияние поверхности нагрева 255, 297
 — — — — уровня жидкости 297
 — — — — графич. метод разложения общего коэф-та на частные 254
 — — — — для змеевиков, погруженных в жидкость 234—235 (табл.)
 — — — — при выпарке морской воды 251
 — — — — сульфитных шелоков 256
 — — — — — электродитич. шелоков 256
 — — — — от горячей воды и холодной (в стеклянных трубках) 236
 — — — — от конденсирующегося пара в воде (в стеклянных трубках) 236
 — — — — — лучеиспусканием 239—240
 — — — — общие коэффициенты 151, 152, 232, 233, 227, 232—235, 285
 — — — — — предельное значение для различных случаев 232—233 (табл.)
 — — — — — разложение на частные 254
 — — — — — сводка 232—235
 — — — — пленочные коэф-ты 255
 — — — — разность температур 255, 256
 — — — — — полная 255—257, 256
 — — — — — средняя 152—155
 — — — — — частные коэф-ты 151, 152, 232, 233
 Теплопроводность (кондукция) 156—239
 — — — — — дерева 179
 — — — — — противней (при сушке) 256
 — — — — — резины 179
 — — — — — теплопроводящих тел 175
 — — — — — удельная 158—159, 160—162 (табл.)

Теплопроводность удельная, газов и паров 170—172 (табл.)
 — жидкостей 168—169 (табл.)
 — изоляционных материалов 161—164 (табл.); при высоких темп-рах 166 (табл.); при низких 167 (табл.); при средних 167 (табл.)
 — кажущаяся (для зернистых материалов) 159
 — материалов для теплоизоляции зданий 165 (табл.)
 — металлов и сплавов 160 (табл.)
 — неоднородных твердых тел 159
 — нефтяных масел 169 (табл.)
 — строительных материалов 161—164 (табл.)
 — хромовых сплавов 161 (табл.)
 — эквиваленты 976 (табл.)
 Теплопрозрачность 170
 Теплопроводные тела, теплопроводность 173
 Теплосодержание 91, 92, 93
 — газов 503
 — дымовых 503
 — паровоздушной смеси 495
 — таблицы для влажного воздуха 406—409
 Теплосодержание-энтропия, см. Моллье диаграмма
 Теплота адсорбции 49, 50
 — дегидратации 287—305
 — кристаллизации 287, 305, 363—369
 — лучистая 447
 — образования (хим. соединения) 46
 — разбавления 48, 49, 363, 369
 — — дифференциальная 48, 49
 — — интегральная 48, 49
 — растворения, дифференциальная 48
 — — интегральная 48, 49
 — реакции 45—48, 77
 — сгорания 46, 47
 — смачивания 48—50
 — сублимации молекулярная 30
 Термические измерители (потока) 918
 Термический коэффициент полезного действия 98
 Термическое сопротивление полное 175
 — — частное 175, 181, 227
 Термодинамика 91—108
 — законы: второй 97; первый 91; третий 101
 Термозоляция 229, 230
 — номограмма для расчета наимыгоднейшей 229
 Термокомпрессия 333—334
 Термометр мокрый 410, 413 (методика); 447, 464, 494
 Термопары 252
 Терморегуляторы 428, 429
 Термостат 421, 429
 Термохимия 36—50
 Технологические схемы (построение) 124
 — — обжиг извести в шахтной печи 126
 — — получение доменных газов 133
 — — работа доменной печи 141
 Течение, в изогнутых трубах 936
 — в коленах, изгибах и др. фасонных частях труб 943 сл.
 — в трубах, каналах и газоходах 920—946
 — жидкой бумажной массы 951—952
 — жидкостей, содержащих твердые частицы 954
 — измерение потока 875—920

Течение, измерители; см. также энемометры, водосливы, диафрагмы, сопла
 — — механические 915
 — — электрические (Томаса) 919
 — изотермическое 924
 — ламинарное 230, 857, 934
 — — влияние входного участка 942
 — — вязкое 857
 — — потери при истечении 940
 — — формулы для 933—936
 — неизотермическое газов 923, 930
 — — в прямых каналах 920
 — номограммы для расчета трубопроводов 931, 932
 — перепады давлений в трубопроводах 938—946
 — — потери при истечении 939
 — — реакции в токе газа 83
 — сужение и потери при входе 940
 — турбулентное 857, 858
 Топливо, расчет тепла, выделяющегося при сгорании 275
 Точечный манометр 854
 Точка затопления 954
 — изоэлектрическая 818
 — росы 220, 410 (определение); 412, 423, 466, 470, 494
 — — максимальная безопасная (отработанного воздуха) 466
 — — регулировка влажности 423
 Трение башенной насадки 605
 — коэф. трения для течения через зернистые материалы 949
 Трехкомпонентные системы 672
 Тримолекулярные реакции 81—83
 Тройная точка 75
 Трубки Борда 896
 — Вентури 875, 877, 882, 884, 886, 887, 893, 894, 896, 902, 905, 938
 — манометрические, см. манометры
 — переточные 700, 723, 730, 731
 — Пито 853, 875, 877, 878, 879, 880, 881, 913, 914
 — Пито-Вентури 882
 — ударные 877, 878, 907
 — — давление в них 904
 Трубообразные расширения 940
 Трубопроводы, номограмма для расчета 931, 932
 Трубчатые печи 254
 Трубчатое соединение 884
 Трубы изогнутые, течение в них 936; см. также т. II.—Трубопроводы
 — круглые прямые 924
 — ребристые 210, 211
 Трутона правило 30, 36, 41, 630
 Турбокомпрессоры 333
 Турбулентное движение 857, 858
 — — и критическая скорость 857
 Турилла Вольфа 600, 601
 — Целляриуса 600, 601
 U-образные манометрические трубки: дифференциальные 846; закрытые 847
 Увлажнение 400—440
 — адиабатическое 404
 — регулировка влажности 430, 431
 Увлажнители, камерные 420—423, 424
 — комбинированная система 420, 424
 — местные 420, 423—424
 Углеводороды критич. давление и критич. температура 628 сл.

Углеводороды летучесть 640, 641
 — расчет точки росы паровоздушной смеси 700
 — скрытая теплота испарения 633
 Углекислота, абсорбция водой 591, 592
 — — растворами КОН 594, 595
 — — Na_2CO_3 593
 — излучение 261, 263
 — коэф. абсорбции 591, 592
 — очистка: абсорбцией 559; адсорбцией 816; силикагелем 824
 — растворимость 549
 — упругость пара 561
 Угол соприкосновения твердого тела с жидкостью 840
 Уголь активированный, адсорбционная способность 809 (табл.)
 — — дезодорация 799, 815
 — — обесцвечивание 767, 789—806
 — — — применение 798—799 (табл.)
 — — регенерация 788
 — — сравнительные данные 794 (табл.)
 — — удаление адсорбированных паров 812 (табл.)
 — древесный 789
 — костяной 767, 785—789
 — — анализ 786 (табл.)
 — — производство: схема 785; табл. 786
 — — регенерация 788
 — — очистка воды 805
 — — характеристика адсорбционных углей 799 (табл.)
 Ударные трубки 877, 878, 907
 — — давление в них 904
 Ударный напор 834
 Удельная вязкость 859
 — — жидкостей 859
 — — растворов 866—871
 Удельная теплоемкость 36
 — — жидкостей 39, 635
 — — паров 635
 — — твердых тел 40
 Удельная теплопроводность 138—173; 160—172 (табл.); см. также теплопроводность удельная
 Удельный вес местный (в гидравлике) 856
 Удельный объем 21
 Удерживающая способность (специфическая абсорбционная емкость угля) 803
 Уитлея ячейка 603
 Улавливание брызг 321, 322
 Унвина (Unwin) формула (для потока воздуха) 927
 Упругость пара 24, 31, 624—630, 695
 — — анилина 680
 — — влияние индифферентного газа 31
 — — — температуры 29, 58
 — — жидких смесей 58
 — — — и закон Рауля 58
 — — жидкостей 29
 — — малых капель 31
 — — насыщенного 29
 — — сероводорода 561
 — — твердого тела 29
 — — углеводородов алифатич. ряда (низших) 629
 — — углекислоты 561
 — — эфира 559
 Уравнение Балка и Кея 632, 634, 635
 — Ван-дер-Ваальса 23, 26, 28, 766
 — Вант-Гоффа 67, 73
 — Вильсона, Лобе и Хоттеля 273

Уравнение Гиббса-Данфорса 346
 — Грестюфа 94
 — Дарси 921, 924, 925, 927
 — Дебая 40
 — Киреева 641
 — Кольборна 221
 — Каррера 449
 — Линдемана и Магнуса 40
 — Локхорта 221
 — Люиса, Уорда и Форса 221
 — Лэнгмюра 764, 765
 — Максвелла-Стеффана 221
 — Монтильона 377
 — Напье (Napier) 908
 — Нернста 40
 — Оррок 273
 — Придтля 197
 — Рато 906
 — Рейнольдса 193
 — Релея 676, 678
 — Роджерса 774
 — Фаннинга 224, 581
 — Флигнера 904, 906
 — Фортша и Уайтмана 635
 — Фрейндлиха 763, 790
 — Хинчлей и Хаймса 443
 — Шака (Schack) 206
 — Эйнштейна 40
 Уровень жидкости, приборы для определения 856
 Условные химические константы 76, 77
 Устойчивость плавающих тел 839
 Устье Борда, см. Борда устье
 Фаза, определение 73, 74; см. также правило фаз
 Фазовая диаграмма 75, 76, 665
 Фаннинга уравнение (падение давления) 224, 581
 Фардея константа 104
 Фасонных частей труб сопротивление 945
 Фелда скрубберы 316
 Фильтровальные установки 777, 781
 — — схемы фильтровального завода 778, 779
 Фильтрование 760, 779; см. также т. II — Фильтрование
 — контактное 779, 780, 801
 — — через слой адсорбента 768
 „Фильтрос“ 600
 Фильтры мешочные 472; см. также т. II — Фильтры
 Фланцевое соединение 884
 Флегма 623, 700, 733, 734, 735
 — питание колонны 733
 Флегмовое число 627, 700—711
 Флигнера уравнение (для потока воздуха) 904, 906
 Флоридин 769
 Форсунка распыляющая (сушилка) 471
 Фортша и Уайтмана уравнение (уд. теплоемкости) 635
 Фракций перекрытие 737, 738
 Фракционированная кристаллизация 371
 Фракционирование 624
 — при низких температурах 753
 Фрейндлиха уравнение (для адсорбента) 763, 790
 Френсиса формула (для проточных водосливов) 909, 910, 911, 912
 Фритче формула (для потока воздуха) 927

- Фуллерова земля (как адсорбент) 767, 769—784
 — — измельчение, см. т. II
 — — регенерация 781—783
 Фунтомоль 19
 Фурье закон (теплопроводность) 158, 451
 Харта, Бэкера и Пирселла формула 562
 „Хвосты“ нефтепродукт и при дистилляции 737
 Хейслем, Хизла и Кина (Haslam, Hershey, Keap) формула (для коэф. граничных слоев) 582
 Химическая сушка 509, 510
 Химические константы (условные) 76, 77
 Химическое равновесие 63—77; см. также равновесие
 Хиндлей и Хаймса уравнение (для скорости испарения) 449
 Хлопковое масло, рафинирование 802
 Хлор, растворимость 550
 Хлористый водород, абсорбция водой 60
 — — растворимость 552
 Хорд круга длина (таблицы) 563—566
 Хромовые сплавы, теплопроводность 161 (табл.)
 Цедерберга (формула для условных хим. констант) 76
 $^{\circ}\text{C} - ^{\circ}\text{K} - 1^{\circ}\text{K}$ -таблицы 169—173
 Це лиуса таблицы 601, 601
 Центробежные насосы 334
 Центрофугирование 446, 759, 760; см. также т. II—Центрофугирование
 Циклоны 472
 Частичная конденсация 624, 733
 Частично смешивающиеся компоненты 670, 671
 Частные коэффициенты теплопередачи 181, 182, 202, 217
 Чатток манометры 852
 Чашечное сопло 883
 Черное тело 240, 241
 Числовые универсальные константы 977 (табл.)
 Шака уравнение (для теплопередачи) 206
 Шези формула 921
 Шероховатость, коэффициент 927
 Шершенберга кладка (тип башенной насадки) 603
 Шкафы-сушилки, см. сушилки
 Шмидта формула (для адсорбции) 763
 Щелень (тип башенной насадки) 602
 Щелока сульфитные, выпарка 294, 295
 — электролитические, выпарка 296
 Эвапорационное пространство 741, 743
 Эжекторы 336, 392, 488
 Эжекторная сушилка 488
 Эйкена и Полаиы теория (адсорбция) 766
 Эйнштейна уравнение (для теплоемкости) 41
 Эквивалентная длина луча для газов 258
 Эквивалентный диаметр (трубы) 211, 922
 Эквиваленты давлений 975
 — мощности 974
 — скорости 974
 — тепла, энергии, работы 975
 — тепловых потоков 976
 — теплопр. водности 976
 Экзотермические реакции 45
 Экономайзеры 470
 Экстракция 57, 58
 — число Э. и вес неэкстрагированного материала (соотношение) 58
 Экстра-пар 332, 333
 Электродвижущая сила и свободная энергия 104
 Электролитические щелока, выпарка 296
 — — — коэф. теплопередачи 295
 Электролиты, адсорбция 766
 Эмульсии стабильные (разделение) 761
 Эндотермические реакции 45
 Энергия, активации 88
 — внутреннего (газа) 91
 — закон сохранения Э. 91, 871 (в гидравлике)
 — свободная 91, 100, 101—106, см. также свободная энергия
 — стандартная 102
 — температура (диаграмма) 112
 — эквиваленты 975 (табл.)
 Энтальпия 92
 Энтропия 98 сл.
 — идеального газа (изменение Э.) 100
 — идеального кристаллич. вещества 101
 — изменение с температурой 99
 — молекулярная 630
 — образования соединения 105
 — температура (диаграмма) 112; см. также диаграмма температура-энтропия
 Этан, растворимость 551
 Этерификация, степень 65
 Этилен; аргон-Э. (смесь): отклонение от закона Дальтона 24
 — диаграмма температура-энтропия для Э. 114
 — — Моллье 120
 — растворимость 551
 Этиловый спирт-вода: к. п. д. при ректификации смеси 718
 Эффект высаливания 56
 Эффект Джоуля-Томсона 93
 Эфир, рекуперация паров 559
 — упругость паров (над растворами) 559
 Юнга и Рамзая формула 32
 Яриан (Yarian) выпарные аппараты 292, 301, 313, 314, 317
 Ячейка: Гутмана 603; Уитлея 603

Список опечаток в книге Джон Перри Справочник инженера-химика

Страница	Строка	Напечатано	Следует читать
156	3 сверху	$b = \text{константы}$	a и b константы
184	5 снизу	до $t_2 = 4^\circ$	до $t_2 = 40^\circ \text{ C}$
212	2 сверху	на 1 м^2 сечения	на 1 и ширины
306	3 снизу	будет уменьшена	будет уменьшена в n раз
364	13 сверху	q_x	q_d
383	Табл. 6	1,935	1,395
457	1 снизу	$\int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x_{\text{нас}} - x) \left[F_1 - \frac{L}{g} (x_2 - x_1) \right]} =$	$\int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{(x_{\text{нас}} - x) \left[F_1 - \frac{L}{g} (x_2 - x) \right]}$
498	27 снизу	$P - \phi h$ $P \neq 760$	$p - \phi h$ $p \neq 760$
71—575		г р и в а я B	ли н и я B
772	Рис. 4	ломаная	пунктирная
834	28—29 сверху	соответствует $0,1 \times \gamma \text{ кг/см}^3$, где γ —уд. вес жидкости в кг/м^3	соответствует $0,1 \times \gamma \text{ кг/см}^3$ где γ —уд. вес. жидкости в кг/см^3 соответствует 1 $x \gamma$ кг/м^3 , где γ —уд. вес жидкост в кг/м^3
874	2 сверху	$+$ $\frac{\quad}{2g}$	$+$ $\frac{V_2^2}{2g}$
874	14 снизу	$p v = \frac{p}{\gamma} = H_p$	$p v = \frac{p}{\gamma} = H_p$
891 и 902	8 снизу 20 снизу	$\frac{S_2}{S_1} = 25$	$\frac{S_1}{S_2} = 25$
895	24 снизу	больше	меньше

Всего 16 опечаток, из них по вине: редактора—7, типографии—9.

Зак. 930. Перри.