



**ИРКУТСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ
ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ**

Е.В. Янчуковская

**МОДЕЛИРОВАНИЕ
МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ
В ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**

ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ

**Иркутск
2019**

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РФ



**ИРКУТСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ**

Е.В. Янчуковская

**МОДЕЛИРОВАНИЕ
МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ
В ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ
ПРИМЕРЫ И ЗАДАЧИ**

Учебное пособие



ИЗДАТЕЛЬСТВО
Иркутского национального исследовательского
технического университета
2019



УДК 66.011(075.8)

ББК 35я73

Я66

Рекомендовано к изданию редакционно-издательским советом ИРНИТУ

Рецензенты:

д-р техн. наук, профессор, генеральный директор АО «ИркутскНИИхиммаш»
А.М. Кузнецов;
кафедра «Техносферная безопасность» ФГБОУ ВО «ИрГУПС» (зав. кафедрой –
д-р техн. наук, профессор **Е.А. Руш**)

Тематический редактор

д-р хим. наук, профессор, зав. кафедрой химической технологии ФГБОУ ВО
«ИРНИТУ» **С.Г. Дьячкова**

Автор

канд. техн. наук, доцент кафедры химической технологии ФГБОУ ВО
«ИРНИТУ» **Е.В. Янчуковская**

Янчуковская Е.В. Моделирование массообменных процессов в химической технологии. Примеры и задачи : учеб. пособие. – Иркутск : Изд-во ИРНИТУ, 2019. – 138 с.

Соответствует требованиям ФГОС ВО по направлениям подготовки «Химическая технология», «Автоматизация технологических процессов и производств».

Рассмотрены принципы составления математических моделей массообменных процессов химической технологии. Представлены алгоритмы решения различных задач при варьировании параметров проведения процессов адсорбции, экстракции, сушки, кристаллизации, абсорбции и ректификации.

Особое внимание уделено примерам и заданиям для самостоятельного решения с реализацией разработанных моделей в прикладных компьютерных программах. Показаны примеры проектирования адсорберов, экстракторов, сушилок, кристаллизаторов, абсорберов и ректификационных колонн для выполнения курсовой работы.

Предназначено для самостоятельной, практической и лабораторной работ, курсового проектирования студентов бакалавриата всех форм обучения и магистрантов, изучающих дисциплины «Моделирование и оптимизация химико-технологических процессов», «Оптимизация процессов переработки нефти».

Редактор Л.К. Черкашина

Предпечатная подготовка О.Н. Вагнер

Подписано в печать 19.03.2019. Формат 60 x 90 / 16.

Бумага офсетная. Печать цифровая. Усл. печ. л. 9,0.

Тираж 300 экз. Зак. 19. Поз. плана 37.

Отпечатано в типографии издательства

ФГБОУ ВО «Иркутский национальный

исследовательский технический университет»

664047, г. Иркутск, ул. Лермонтова, 83

© Янчуковская Е.В., 2019

© ФГБОУ ВО «ИРНИТУ», 2019



Оглавление

Введение.....	4
1. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ..	5
1.1. Адсорбция.....	5
1.2. Жидкостная экстракция.....	13
1.3. Сушка.....	25
1.4. Кристаллизация.....	34
1.5. Абсорбция.....	40
1.6. Ректификация жидких смесей.....	54
2. ЗАДАЧИ ДЛЯ САМОСТОЯТЕЛЬНОГО РЕШЕНИЯ.....	111
Заключение.....	115
Список рекомендуемой литературы.....	116
<i>Приложение А. Плотность некоторых жидкостей в зависимости от температуры.....</i>	<i>119</i>
<i>Приложение Б. Динамические коэффициенты вязкости некоторых жидкостей.....</i>	<i>120</i>
<i>Приложение В. Поверхностное натяжение некоторых жидкостей.....</i>	<i>121</i>
<i>Приложение Г. Удельная массовая теплоемкость некоторых жидкостей.....</i>	<i>122</i>
<i>Приложение Д. Коэффициенты теплопроводности некоторых жидкостей...</i>	<i>123</i>
<i>Приложение Е. Коэффициенты теплопроводности некоторых твердых материалов при 0...100 °С.....</i>	<i>124</i>
<i>Приложение Ж. Коэффициенты объемного расширения β некоторых жидкостей.....</i>	<i>125</i>
<i>Приложение И. Удельная теплота испарения r некоторых жидкостей.....</i>	<i>126</i>
<i>Приложение К. Физические свойства насыщенного водяного пара.....</i>	<i>127</i>
<i>Приложение Л. Физические свойства воды на линии насыщения.....</i>	<i>128</i>
<i>Приложение М. Физические параметры сухого воздуха при атмосферном давлении.....</i>	<i>129</i>
<i>Приложение Н. Диаграмма Рамзина (диаграмма $i - x$).....</i>	<i>130</i>
<i>Приложение П. Основные физические свойства некоторых газов и растворимость CO_2 в воде.....</i>	<i>131</i>
<i>Приложение Р. Нормальные температуры кипения и константы уравнения Антуана для некоторых веществ.....</i>	<i>132</i>
<i>Приложение С. Параметры бинарного взаимодействия уравнения Вильсона.....</i>	<i>133</i>
<i>Приложение Т. Характеристики насадок для колонных аппаратов.....</i>	<i>134</i>
<i>Приложение У. Значения коэффициентов K_5, K_6, c_{11}, a_{12}, b_{11}, p_1, q_1 к расчету насадочных абсорбционных и ректификационных колонн; значения K_7 для насадок различного типа в зависимости от отношения диаметра элемента насадки d к диаметру колонны D.....</i>	<i>135</i>
<i>Приложение Ф. Значения коэффициента B_{12} к расчету переливных тарелок и значение степени открытия прорезей колпачков B_{15} в зависимости от коэффициента паровой нагрузки прорезей A_9.....</i>	<i>136</i>
<i>Приложение Х. Некоторые физические свойства водных растворов электролитов при 25 °С.....</i>	<i>138</i>



Введение

Одной из главных задач изучения процессов и аппаратов технологий переработки сырья является их анализ с целью дальнейшей оптимизации – поиска таких параметров ведения процесса, при которых будут получены наилучшие результаты по производительности, качеству конечного продукта или другим критериям.

Анализ химико-технологического процесса (ХТП) осуществляется при разработке и проектировании нового производства, или при эксплуатации уже действующего, для его модернизации (реконструкции) и сравнения различных вариантов. Иными словами, анализ заключается в получении сведений о следующих аспектах производственного процесса:

- о состоянии ХТП;
- показателях его функционирования и эффективности;
- влиянии на ХТП схемы и структуры технологических связей, свойств и состояния элементов;
- влиянии условий эксплуатации процессов и аппаратов на общую производственную технологию.

Исследование любого технологического процесса при переходе от расчета (проектирования) к внедрению в промышленных масштабах начинается с представления его в виде различных моделей.

Математическая модель технологического процесса является математическим описанием, представленным в виде зависимостей одного параметра, характеризующего процесс, от другого. В простом случае математическое описание процессов и аппаратов представляет собой одно уравнение или систему уравнений, связывающих функции отклика с влияющими факторами.

В учебном пособии приведены теоретические сведения, формулы расчета, методики составления и реализации математических моделей типовых химико-технологических процессов, которые являются основой различных отраслей переработки минерального сырья (нефти, природного газа, сжиженных углеводородных газов, газового конденсата).

При работе следует использовать справочную литературу, каталоги типового оборудования, ГОСТы и отраслевые стандарты, нормали химического и нефтеперерабатывающего машиностроения.

Также работа с пособием подразумевает знание основ информатики, программирования и владение прикладными компьютерными программами. При этом студенту предоставляется возможность самостоятельного выбора прикладной программы для решения составленного математического описания и реализации созданной математической модели процесса.



1. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Массообменные (диффузионные) процессы включают довольно обширную группу технологических процессов химических производств, процессов очистки сточных вод и промышленных выбросов. В них происходит перенос вещества (передача массы вещества) из одной фазы в другую посредством молекулярной и конвективной диффузии. К ним относятся следующие процессы перехода:

- из твердой фазы в жидкую (растворение твердых веществ) или из жидкой в твердую фазу (кристаллизация);
- из одной жидкой фазы в другую жидкую фазу (экстракция);
- из жидкой фазы в газообразную (испарение жидкости, десорбция растворенного газа из жидкости) или из газообразной фазы в жидкую (конденсация пара из его смеси с газами, абсорбция газа жидкостью);
- из жидкой фазы в парообразную и одновременно из парообразной фазы в жидкую (ректификация);
- из твердой фазы в парообразную (возгонка, десорбция газов из твердых тел) или из газообразной фазы на поверхность твердых тел (адсорбция газов твердыми телами).

Процесс массопередачи включает перенос массы вещества в пределах одной фазы, перенос через поверхность раздела фаз и его перенос в пределах раздела другой фазы.

Перенос вещества из фазы к границе раздела фаз или в обратном направлении (в пределах одной фазы) называется *массоотдачей*, которая осуществляется посредством движущей силы. Движущей силой в данном случае является степень отклонения системы от состояния динамического равновесия, выражаемая разностью химических потенциалов распределяемого вещества.

Зачастую движущая сила процессов массопереноса приближенно определяется как *разность концентраций*, так как диффундирующее в пределах одной фазы вещество перемещается от точки с большей концентрацией к точке с меньшей.

1.1. Адсорбция

Адсорбция представляет собой избирательный массоперенос в системах «газ–твердое вещество» и «жидкость–твердое вещество». В частных случаях в результате адсорбции происходит селективное поглощение газов (паров) из их смесей или поглощение жидкостных примесей твердыми частицами. В общем случае причина адсорбции заключена в некомпенсированности межмолекулярных сил вблизи этой поверхности (в наличии адсорбционного силового поля).

В современной теории адсорбции различаются следующие понятия:

адсорбент – тело, которое создает силовое поле;

адсорбтив – вещество, молекулы которого могут сорбироваться;

адсорбат – сорбированное вещество.

Природа адсорбционных сил может быть весьма различной. Так, физическая адсорбция вызвана вандерваальсовыми силами. Химическая адсорбция (хемосорбция) сопровождается образованием поверхностных химических соединений за счет валентных сил. Между физической и химической адсорбцией существуют промежуточные случаи (в частности, адсорбция, обусловленная образованием водородных связей).

Десорбция – процесс, обратный адсорбции.

В промышленной практике наиболее распространены процессы физической адсорбции, которые подразделяются на следующие типы:

1. *Неспецифическая физическая адсорбция* обусловлена проявлением дисперсионных межмолекулярных сил притяжения, так как они приблизительно постоянны для адсорбентов с поверхностью любой химической природы.

2. *Специфическая физическая адсорбция* вызвана электростатическими силами (взаимодействие между ионами, диполями или квадрупольями) и определяется химической природой молекул адсорбтива.

3. *Физическая адсорбция на плоской поверхности* обусловлена геометрией поверхности раздела и происходит на открытой поверхности адсорбента.

4. *Физическая адсорбция в порах* происходит в случае слабо или сильно искривленной поверхности адсорбента.

В промышленном производстве существует множество технологических приемов проведения адсорбционных процессов. Самыми распространенными являются циклические (периодические) установки с неподвижным слоем адсорбента (рис. 1). В основном случае адсорбенты – твердые дисперсные тела, имеющие пористую структуру и обладающие большой удельной поверхностью (например, активированные угли, силикагели, цеолиты).

Кроме того, для проведения некоторых адсорбционных процессов (очистка воздуха от вредных примесей, осушка природного газа, разделение изомеров алканов и нефтей в органическом синтезе) используются аппараты непрерывного действия:

- гиперсорберы (установки с движущимся слоем адсорбента);
- адсорберы с псевдоожиженным (кипящим) слоем адсорбента;
- десорберы, предназначенные для регенерации (рекуперации) адсорбента.



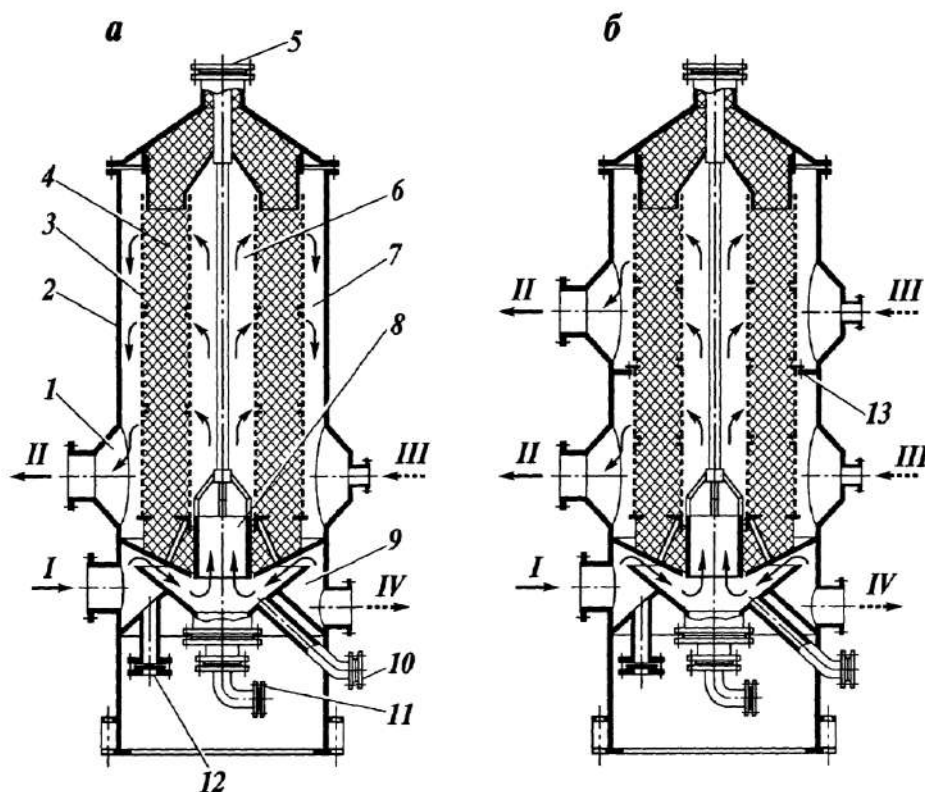


Рис. 1. Схемы адсорберов с неподвижным слоем адсорбента:

а – несекционированный радиальный, *б* – секционированный радиальный;

1 – собирающий коллектор, 2 – корпус, 3 – кольцевая решётка, 4 – слой адсорбента, 5 – штуцер для загрузки адсорбента, 6 – центральный раздающий канал, 7 – кольцевой собирающий канал, 8 – разгрузочное устройство, 9 – раздающий коллектор, 10 – штуцер для выгрузки адсорбента, 11 – штуцер для слива конденсата, 12 – предохранительная разрывная мембрана, 13 – секционирующая перегородка.

Потоки: I – исходный газ, II – отработанный газ, III – водяной пар на десорбцию, IV – смесь паров воды и адсорбата

При достаточном времени соприкосновения фаз и постоянной температуре устанавливается равновесное соотношение между концентрацией адсорбата в твердой фазе и концентрацией адсорбтива в газовой (жидкой) фазе (или парциальным давлением адсорбтива в газовой фазе). Это соотношение выражается графической зависимостью – *изотермой адсорбции* (рис. 2).

Идеализированная теория изотермы адсорбции Лэнгмюра основана на следующих допущениях:

1) поверхность адсорбента представляет собой набор энергетически одинаковых активных центров, на которых адсорбируются (локализуются) молекулы адсорбтива;

2) на одном центре адсорбируется только одна молекула, то есть при адсорбции образуется только один адсорбционный монослой;

3) адсорбция на данном центре не влияет на адсорбцию на других центрах, то есть взаимодействием адсорбированных молекул можно пренебречь.

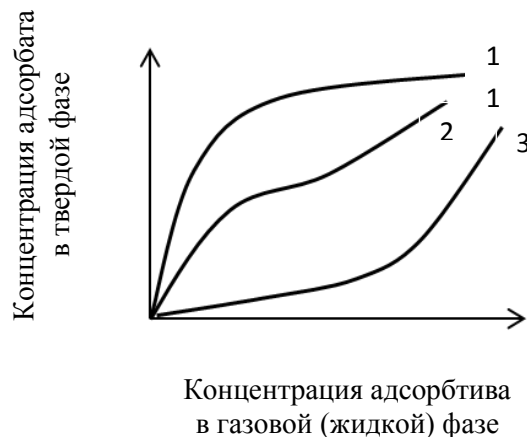


Рис. 2. Графические отображения изотерм адсорбции:

1 – адсорбция на мелкопористом сорбенте с малым количеством переходных пор (теория И. Лэнгмюра); 2 – адсорбция на сорбенте со значительным объемом микропор и переходных пор (теория полимолекулярной адсорбции); 3 – адсорбция на сорбенте с большим объемом переходных пор (капиллярная конденсация)

Модель Лэнгмюра, соответствующая локализованной мономолекулярной адсорбции на однородной поверхности, описывается уравнением

$$a^* = \frac{A \cdot B \cdot P_n}{1 + A \cdot P_n}, \quad (1)$$

где a^* – количество вещества, поглощенного единицей массы адсорбента в состоянии равновесия (так называемая статическая активность поглощаемого вещества); A , B – постоянные, зависящие от свойств адсорбента и адсорбтива и определяемые экспериментально; P_n – парциальное давление адсорбтива в газовой смеси.

В направлении отказа от второго допущения модели И. Лэнгмюра особое значение приобрела *теория полимолекулярной адсорбции*, предложенная С. Брунауэром, П. Эмметом и Э. Теллером (теория БЭТ). Теория постулирует, что при температуре ниже критической каждая молекула, адсорбированная в первом слое, является центром для молекул, образующих второй слой, и т. д. При этом считается, что теплота адсорбции во всех слоях, кроме первого, равна теплоте конденсации.

Такая модель приводит к уравнению, характерному для микропористых адсорбентов с однородной структурой (например, синтетические цеолиты):

$$a^* = \frac{W_0}{V} \cdot \exp \left(-\frac{B_1 \cdot T^2}{\beta_a^2} \cdot \left(\lg \frac{P_{\text{нас}}}{P_n} \right)^2 \right), \quad (2)$$

где a^* – равновесная концентрация адсорбтива в твердой фазе, кмоль/кг; W_0 , B_1 – константы, характеризующие адсорбент; V – мольный объем ад-



сорбтива, см³/моль; β_2 – коэффициент аффинности (подобие изотерм адсорбции разных веществ); $P_{\text{нас}}$ – давление насыщенного пара адсорбтива при данной температуре T , К; P_n – парциальное давление компонента в газовой смеси, Па.

Согласно теории А. Эйкена и М. Поляни, в системах «газ–твердое вещество» для вычисления величин адсорбции при одной температуре (на основе изотермы адсорбции пара стандартного вещества при другой температуре) существует зависимость

$$a_2^* = \frac{a_1^* \cdot V_1}{V_2}, \quad (3)$$

где a_1^* – ордината изотермы стандартного вещества (обычно бензола), кг/кг (или ммоль/г); a_2^* – ордината определяемой изотермы, кг/кг (или ммоль/г); V_1 и V_2 – мольные объемы стандартного и исследуемого вещества в жидком состоянии, м³/кмоль.

При вычислении точек изотермы по уравнению (3) координаты a_1^* и P_1 принимаются, исходя из кривой стандартного вещества, значения $P_{\text{нас}1}$ и $P_{\text{нас}2}$ – из табличных значений давления насыщенного пара, либо рассчитываются по уравнению Антуана (пример Р.7, прил. Р). Значение P_2 определяется по формуле

$$\lg P_2 = \lg P_{\text{нас}2} - \beta_a \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{P_{\text{нас}1}}{P_1}, \quad (4)$$

где P_1 и P_2 – парциальные давления стандартного и исследуемого вещества, мм рт. ст.; T_1 – температура стандартного вещества, К; T_2 – температура исследуемого вещества, К; $P_{\text{нас}1}$ – давление насыщенного пара стандартного вещества при температуре T_1 , мм рт. ст.; $P_{\text{нас}2}$ – давление насыщенного пара исследуемого вещества при температуре T_2 , мм рт. ст.

В уравнении (4) коэффициент аффинности β_a определяется отношением мольных объемов стандартного и исследуемого вещества соответственно

$$\beta_a = \frac{V_2}{V_1}. \quad (5)$$

Важным термодинамическим параметром является *удельная теплота адсорбции*, которую можно вычислить различными способами:

- для ряда органических веществ зависимость от количества поглощенного пара

$$q = m \cdot a^n, \text{ Дж/кг угля}, \quad (6)$$

где m , n – константы, полученные опытным путем (табл. 1); a – количество адсорбированного пара, дм³/кг угля.

- приближенная формула определения теплоты, отнесенной к 1 кмоль газа, по правилу Трутона:



$$\frac{q}{\sqrt{T_{\text{кип}}}} = \text{const}, \text{ Дж/кмоль газовой фазы}, \quad (7)$$

где $T_{\text{кип}}$ – температура кипения адсорбтива при атмосферном давлении, К;

- определение теплоты адсорбции, отнесенной к 1 кмоль газа:

$$q = \frac{44 \cdot 10^3 \cdot \lg \frac{P_2}{P_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}}, \text{ Дж/кмоль газовой фазы}, \quad (8)$$

где P_1 и P_2 – равновесные давления адсорбтива над адсорбентом, Па;
 T_1 и T_2 – соответственные температуры, К.

Таблица 1

Экспериментальные константы для определения теплоты адсорбции

Вещество	n	$m \cdot 10^{-3}$
Бензол C_6H_6	0,959	3,24
Бромистый этил $\text{CH}_3\text{--CH}_2\text{--Br}$	0,900	3,77
Диэтиловый эфир $\text{CH}_3\text{--CH}_2\text{--O--CH}_2\text{--CH}_3$	0,9215	3,84
Иодистый этил $\text{CH}_3\text{--CH}_2\text{--I}$	0,956	3,10
Метиловый спирт $\text{CH}_3\text{--OH}$	0,938	3,11
Сероуглерод S=C=S	0,9205	3,15
Хлористый этил $\text{CH}_3\text{--CH}_2\text{--Cl}$	0,915	3,06
Хлороформ CH--Cl_3	0,935	3,47
Четыреххлористый углерод CCl_4	0,930	3,74
Этиловый спирт $\text{CH}_3\text{--CH}_2\text{--OH}$	0,928	3,65
Этилформиат H--C=O O--CH ₂ --CH ₃	0,9075	3,96

Коэффициент массопередачи K_y выражается следующим уравнением, согласно правилу аддитивности:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (9)$$

где β_y – коэффициент массоотдачи в газовой (жидкой) фазе; β_x – коэффициент массоотдачи в адсорбенте (коэффициент внутренней массоотдачи); m – тангенс угла наклона линии равновесия, определяемый на основе построения изотермы адсорбции (характеристика кинетических свойств процесса).

Значения коэффициентов массоотдачи определяются по различным приближенным зависимостям, в которых учитывается гидродинамический режим, внешний и внутренний перенос вещества.



В частности, коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_y зависит от динамических условий процесса, поэтому для газовой фазы используется следующее уравнение:

$$\beta_y = 0,355 \cdot \frac{w_k}{\varepsilon} \cdot \left(\frac{w_k \cdot \rho_r \cdot d_{\text{эч}}}{\mu_r} \right)^{-0,359} \cdot \left(\frac{\mu_r}{\rho_r \cdot D_r} \right)^{-0,667}, \quad (10)$$

где w_k – скорость газа, отнесенная к полному сечению колонны, м/с; ε – порозность зернистого слоя адсорбента; ρ_r , μ_r , D_r – соответственно плотность, вязкость и коэффициент диффузии вещества в газовой фазе; $d_{\text{эч}}$ – эквивалентный диаметр частицы, м.

Эквивалентный диаметр частицы определяется зависимостью

$$d_{\text{эч}} = d_{\text{ш}} \cdot \Phi, \text{ м}, \quad (11)$$

где $d_{\text{ш}}$ – диаметр равновеликого шара, м; Φ – фактор формы частицы.

Существует ориентировочное критериальное уравнение коэффициента массоотдачи β_y , справедливое для определенных условий процесса (изотерма адсорбции описана уравнением Ленгмюра, процесс осуществляется на активированном угле с диаметром частиц адсорбента $d = 1,7...2,2$ мм и фиктивной скоростью потока $w_k = 0,3...2$ м/с)

$$Nu' = 1,6 \cdot Re^{0,54}. \quad (12)$$

Расчетный вид формулы (12)

$$\beta_y = 1,16 \cdot \frac{D_r \cdot w_k^{0,54}}{\nu^{0,54} \cdot d^{1,46}}, \quad (13)$$

где D_r – коэффициент диффузии адсорбтива в газовой фазе при температуре процесса, м²/с; ν – кинематический коэффициент вязкости газовой фазы (парогазовой смеси), м²/с.

Коэффициент массоотдачи в адсорбенте (в твердой фазе) зависит от степени насыщения адсорбента, для малонасыщенных сорбционных слоев составляет

$$\beta_x = \frac{10 \cdot D_{\text{э}}}{d_{\text{эч}}(1 - \varepsilon)} \cdot \frac{\rho_n \cdot (X \cdot (C_n))}{C_n}, \quad (14)$$

где $d_{\text{эч}}$ – эквивалентный диаметр частицы [уравнение (11)], м; $D_{\text{э}}$ – коэффициент эффективной диффузии, зависящий от свойств адсорбируемого вещества, величины и конфигурации пор, распределения пор по размерам (определяется на основе экспериментальных данных адсорбции различных веществ); ρ_n – насыпная плотность адсорбента, кг адсорбента/м³ слоя; $X \cdot (C_n)$ – равновесная концентрация вещества в адсорбенте после регенерации по отношению к газу, поступающему на адсорбцию, кг вещества/кг



адсорбента; C_n – концентрация вещества в газе, поступающем на адсорбцию, кг/м^3 .

Пример 1.1. Пары этанола из его смеси с воздухом поглощаются активным углем в периодическом адсорбере.

Заданы:

- начальная концентрация адсорбтива C_1 , кг/м^3 ;
- концентрация этанола на выходе из аппарата C_2 , кг/м^3 ;
- расход паровоздушной смеси V_1 , $\text{м}^3/\text{час}$;
- скорость паровоздушной смеси на полное сечение аппарата w , м/с ;
- динамическая активность адсорбента по этанолу составляет A , масс. дол. ед.;
- остаточная активность после десорбции B , масс. дол. ед.;
- насыпная плотность адсорбента ρ , кг/м^3 ;
- продолжительность 1 периода адсорбции t_1 , час;
- активность угля a_0 , кг/м^3 ;
- диаметр частиц угля d_1 , мм.

Составить математическую модель и на основе ее реализации определить: требуемое количество адсорбента (активного угля) G_1 , кг; высоту слоя адсорбента H , м; диаметр адсорбера D , м; коэффициент защитного действия слоя адсорбента K ; потерю времени защитного действия t_0 ; динамические характеристики адсорбента B_1 и B_2 ; количество теплоты q , кДж, которое выделяется за 1 период адсорбции продолжительностью t_1 .

Составление математического описания

1. Для поглощения этанола необходим следующий расход адсорбента:

$$G_1 = \frac{V_1 \cdot t_1 \cdot C_1}{A - B}, \text{ кг.}$$

2. Диаметр адсорбера

$$D = \sqrt{\frac{G_1}{3600 \cdot 0,785 \cdot w}}, \text{ м.}$$

3. Высота слоя адсорбента

$$H = \frac{G_1}{\rho \cdot 0,785 \cdot w}, \text{ м.}$$

4. Коэффициент защитного действия слоя адсорбента

$$K = \frac{a_0}{60 \cdot w \cdot C_1}, \text{ мин/м.}$$

5. Потеря времени защитного действия слоя

$$t_0 = K \cdot H - t_1, \text{ мин.}$$



6. Динамические характеристики адсорбента

$$B_1 = K \cdot w;$$

$$B_2 = \frac{t_0 \cdot w^{0,5}}{d_1}.$$

7. Количество паровоздушной смеси за весь период адсорбции

$$V_2 = 3600 \cdot w \cdot 0,758 \cdot D^2 \cdot t_1, \text{ м}^3.$$

8. Количество паров сорбирующегося этанола за весь период адсорбции

$$G_2 = V_2 \cdot (C_1 - C_2), \text{ кг};$$

$$G_3 = \frac{G_2}{M} = \frac{G_2}{46}, \text{ кмоль}.$$

9. Потребное количество активного угля для проведения первого периода:

$$G_4 = 0,785 \cdot D^2 \cdot H \cdot \rho, \text{ кг};$$

$$G_5 = \frac{G_4}{G_3}, \text{ кг угля/кмоль}.$$

10. Количество адсорбированного пара составляет

$$a_1 = \frac{G_3 \cdot 22,4 \cdot 1000}{G_4}, \text{ дм}^3/\text{кг}.$$

11. Определение количества теплоты, выделенной за весь период адсорбции, ведется согласно уравнению (1.6). Численные значения коэффициента m и показателя степени n в уравнении принимаются по табл. 1 для этанола $q = G_4 \cdot m \cdot a_1^n$, кДж.

1.2. Жидкостная экстракция

В процессе экстракции происходит массообмен с участием двух взаимно нерастворимых (или ограниченно растворимых) жидкостей, между которыми распределяется одно или несколько экстрагируемых веществ. Для повышения скорости процесса исходный раствор и *экстрагент* находятся в тесном контакте. В результате взаимодействия жидких фаз получается *экстракт* (раствор извлеченных веществ в экстрагенте) и *рафинат* (остаточный исходный раствор). Затем производится их разделение, извлечение целевых продуктов из экстракта (ректификацией или реэкстракцией), регенерация экстрагента из рафината.

Целесообразность применения жидкостной экстракции определяется следующими аспектами:



- невозможностью разделения смеси ректификацией из-за нелетучести, термической нестойкости компонентов, образования азеотропных смесей;
- экономией теплоты вследствие низкой рабочей температуры процесса.

Задачи по статике и гидродинамике процесса экстракции решаются преимущественно графическим путем, а также с помощью прикладных математических программ. При графическом представлении процесса используются кинетические зависимости равновесного состава фаз при экстрагировании гомогенной смеси. В данных зависимостях линия, которая соединяет равновесные составы экстракта и рафината, именуется *коннодой* (хордой равновесия).

Изотерма насыщения (биноидальная кривая) замыкает равновесные составы экстракта и рафината, делит всю область концентраций на *гомогенную* и *гетерогенную* области.

В процессе экстракции для увеличения скорости массопередачи дисперсная фаза (одна жидкость) распределяется в сплошной фазе (другой жидкости) в виде капель. В зависимости от источника энергии, используемой для диспергирования фаз, *экстракторы* подразделяются на аппараты с диспергированием за счет собственной энергии потоков и аппараты с введением энергии извне (посредством мешалок, пульсации, вибрации, центробежных сил и т. д.).

В зависимости от вида контакта между жидкими фазами экстракционные аппараты бывают *ступенчатыми* (изменение состава фаз происходит скачкообразно) и *дифференциально-контактными* (изменение состава фаз близко к непрерывному). К последней категории относятся колонные (распылительные, полочные, насадочные, тарельчатые) экстракторы, в которых массообмен осуществляется посредством диспергирования фаз с помощью гравитационных сил.

При одноступенчатой экстракции исходный раствор F , состоящий из компонентов A и B , контактирует с экстрагентом S . В результате получается рафинатный раствор R , обогащенный компонентом A , и экстрактный раствор E , обогащенный компонентом B . Для данной ситуации *материальный баланс* по всему веществу M выражен следующим образом:

$$F + S = R + E = M. \quad (15)$$

Материальный баланс одноступенчатой экстракции по компоненту B

$$F \cdot \bar{x}_{B,F} + S \cdot \bar{x}_{B,S} = R \cdot \bar{x}_{B,R} + E \cdot \bar{y}_{B,E} = M \cdot \bar{x}_{B,M}, \quad (16)$$

где F, S, M – количество исходного раствора, экстрагента и смеси, образовавшейся в результате их смешения, кг/с; \bar{x}_B, \bar{y}_B – концентрации компонента B (доли масс.) в соответствующих потоках.



Наиболее распространенными конструкциями экстракторов являются *противоточные колонны* – распылительные колонны и колонны с ситчатыми тарелками (рис. 3).

Легкая дисперсная фаза обычно подается в низ колонны через распылитель, диаметр которого принимается равным диаметру колонны.

При размещении отверстий в распылителе по треугольникам их число определяется как

$$n = 0,905 \cdot \left(\frac{D}{t}\right)^2, \quad (17)$$

где D – диаметр колонны, м; t – шаг между отверстиями, м.

Минимально возможный диаметр распылительной колонны:

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \cdot (V_d + V_c)}{\pi \cdot (w_c + w_d)_3}}, \text{ м}, \quad (18)$$

здесь V_d , V_c – расход дисперсной и сплошной фаз соответственно, м³/с, $(w_c + w_d)_3$ – суммарная фиктивная скорость движения фаз, м/с.

Уточненное значение диаметра колонны:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_c}{\pi \cdot w_c}}, \quad (19)$$

где w_c – действительная скорость сплошной фазы, м/с.

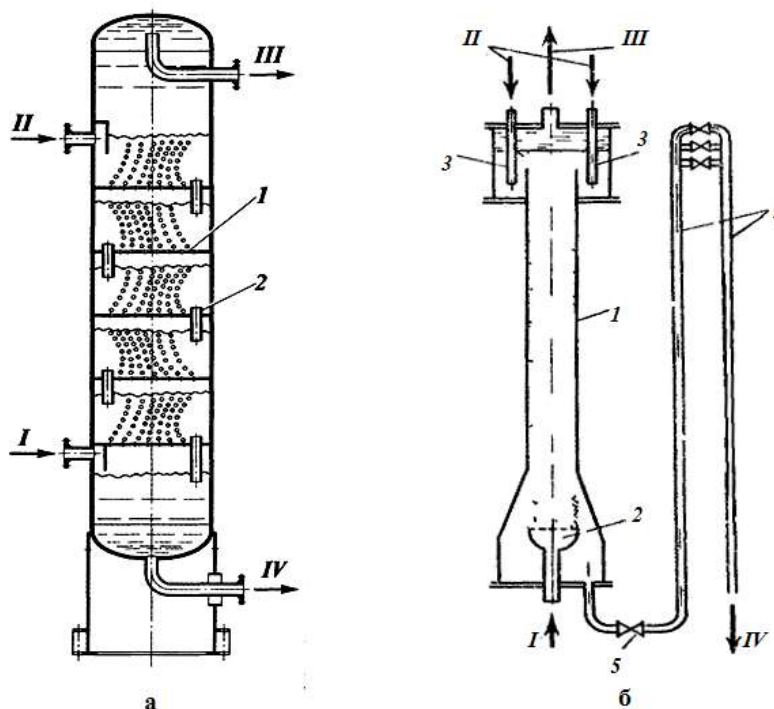


Рис. 3. Колонные экстракторы:

a – тарельчатый экстрактор: 1 – полотно ситчатой тарелки, 2 – переливной патрубком;

б – распылительный экстрактор: 1 – корпус, 2 – распылитель дисперсной фазы, 3 – трубы для ввода сплошной фазы, 4 – гидравлический затвор, 5 – регулирующий вентиль. Потoki: I – исходная смесь, II – экстрагент, III – рафинатный раствор, IV – экстрактивный раствор

Диаметр отстойных зон, в которых происходит коалесценция капель и разделение фаз, должен быть равным соотношению

$$D_{om} = \sqrt{D^2 + \frac{4 \cdot V_c}{\pi \cdot w_c}}, \quad (20)$$

где V_c – расход сплошной фазы, м³/с; w_c – фиктивная скорость движения сплошной фазы в колонне, м/с.

Время, необходимое для коалесценции капель в отстойной зоне экстрактора, определяется по формуле

$$\tau_{кол} = 1,32 \cdot 10^5 \cdot \frac{\mu_c \cdot d}{\sigma} \cdot \left(\frac{H}{d}\right)^{0,18} \cdot \left(\frac{\Delta\rho \cdot g \cdot d^2}{\sigma}\right)^{0,32}, \quad (21)$$

где d – диаметр коалесцирующих капель, м; μ_c – вязкость сплошной фазы, Па·с; σ – поверхностное (межфазное) натяжение, Н/м; H – высота падения капли на межфазную поверхность, м; $\Delta\rho$ – разность плотностей фаз, кг/м³; g – ускорение свободного падения, м/с².

Критическая скорость истечения дисперсной фазы $w_{N_{кр}}$ из отверстий распределителя, при которой происходит переход от капельного истечения к струйному

$$w_{N_{кр}} = \sqrt{0,64 \cdot \left(\frac{g \cdot \mu_d \cdot d_0}{\sigma}\right)^2 + \frac{3 \cdot \sigma \cdot \left(1 + \frac{d_0}{\gamma}\right)}{\rho_d \cdot d_0}} - 0,8 \cdot \frac{g \cdot \mu_d \cdot d_0}{\sigma}, \quad (22)$$

$$\gamma = \sqrt{\frac{2 \cdot \sigma}{g \cdot \Delta\rho}}, \quad (23)$$

где d_0 – диаметр отверстия, м; μ_d – вязкость дисперсной фазы, Па·с; ρ_d – плотность дисперсной фазы, кг/м³.

Если соотношение $\frac{d_0}{2 \cdot \gamma} > 0,317$, то *действительная скорость истечения* находится по выражению

$$w_N = \sqrt{\frac{1,18 \cdot 2 \cdot \sigma}{(\rho_c + \rho_d) \cdot d_0}}, \text{ м/с.}$$

В противном случае $\frac{d_0}{2 \cdot \gamma} \leq 0,317$ и $w_N = \sqrt{\frac{1,18 \cdot \gamma \cdot (\rho_c + \rho_d)}{2 \cdot \sigma}}, \text{ м/с.}$



Скорость свободного осаждения w_{oc} мелких капель по уравнению Адамара:

$$w_{oc} = \frac{\Delta\rho \cdot g \cdot d^2 \cdot (\mu_d + \mu_c)}{6 \cdot \mu_c \cdot (2 \cdot \mu_c + 3 \cdot \mu_d)}, \quad (24)$$

где d – средний размер капель при струйном истечении (при умеренной вязкости), м; $d = 1,92 \cdot d_{cm}$, d_{cm} – диаметр отверстия, из которого истекает жидкость, м.

Для определения скорости свободного осаждения крупных капель используются экспериментальные зависимости

$$P = \frac{\rho_c^2 \cdot \sigma^3}{\Delta\rho \cdot g \cdot \mu_c^4}, \quad (25)$$

$$w_{oc} = \frac{(Q - 0,75) \cdot P^{0,15} \cdot \mu_c}{d \cdot \rho_c}, \quad (26)$$

$$T = \frac{4 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot d^2 \cdot P^{0,15}}{3 \cdot \sigma}. \quad (27)$$

В уравнении (26) параметр Q зависит от значений параметра T следующим образом:

- 1) $Q = (0,75 \cdot T)^{0,78}$, если $2 < T \leq 70$;
- 2) $Q = (22 \cdot T)^{0,42}$, если $T > 70$ (в этом случае капли осциллирующие).

Время пребывания капель в колонне определяется по формуле

$$t = \frac{\Phi \cdot H}{w_d}, \quad (28)$$

где Φ – удерживающая способность распылительной колонны при захлебывании; H – высота рабочей зоны экстрактора, м; w_d – фиктивная скорость движения дисперсной фазы (отнесенная к полному сечению колонны).

Удерживающая способность распылительной колонны

$$\Phi = \frac{\sqrt{\left(\frac{V_d}{V_c}\right)^2 + 8 \cdot \frac{V_d}{V_c} - 3 \cdot \frac{V_d}{V_c}}}{4 \cdot \left(1 - \frac{V_d}{V_c}\right)}, \quad (29)$$

где V_d , V_c – расход дисперсной и сплошной фаз соответственно, м³/с.

Скорость процесса экстракции определяется коэффициентами массоотдачи в сплошной фазе β_c и дисперсной фазе β_d в зависимости от крупности капель:

- для мелких капель, подобных жестким сферическим частицам:



$$\beta_{\partial} = -\left(\frac{d}{6 \cdot \tau}\right) \cdot \ln \left(1 - \left(1 - \exp \left(\frac{-\pi^2 \cdot 4 \cdot D_{\partial} \cdot \tau}{d^2} \right) \right)^{0,5} \right), \quad (30)$$

$$\beta_c = 0,74 \cdot \frac{D_c}{d} \cdot \left(\frac{\rho_c \cdot w_{om} \cdot d}{\mu_c} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\rho_c \cdot D_c} \right)^{0,33}, \quad (31)$$

где d – диаметр капель, м, τ – время пребывания капель в колонне, с, D_{∂} и D_c – коэффициенты диффузии компонента в сплошной и дисперсной фазах соответственно, м²/с, w_{om} – относительная скорость капель, м/с;

▪ для крупных капель, характеризующихся циркуляционным движением:

$$\beta_{\partial} = -\left(\frac{d}{6 \cdot \tau}\right) \cdot \ln \left(1 - \left(1 - \exp \left(\frac{-2,25 \cdot \pi^2 \cdot 4 \cdot D_{\partial} \cdot \tau}{d^2} \right) \right)^{0,5} \right), \quad (32)$$

$$\beta_c = 0,6 \cdot \frac{D_c}{d} \cdot \left(\frac{\rho_c \cdot w_{om} \cdot d}{\mu_c} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\rho_c \cdot D_c} \right)^{0,33}, \quad (33)$$

▪ для осциллирующих капель:

$$\beta_{\partial} = 0,32 \cdot \frac{D_c}{d} \cdot \left(\frac{4 \cdot D_{\partial} \cdot \tau}{d^2} \right)^{-0,14} \cdot \left(\frac{\rho_c \cdot w_{om} \cdot d}{\mu_c} \right)^{0,68} \cdot \left(\frac{\rho_c^2 \cdot \sigma^3}{g \cdot \Delta \rho \cdot \mu_c^4} \right)^{0,1}, \quad (34)$$

$$\beta_c = \frac{D_c}{d} \cdot \left(50 + 0,0085 \cdot \frac{\rho_c \cdot w_{om} \cdot d}{\mu_c} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\rho_c \cdot D_c} \right)^{0,7} \right). \quad (35)$$

Пример 1.2. Составить математическое описание роторно-дискового колонного экстрактора, предназначенного для извлечения фенола из воды путем его экстракции бензолом.

Условия проведения процесса следующие:

- расход исходной смеси V_x , м³/ч;
- начальная концентрация фенола в воде C_{x1} , кг/м³;
- конечная концентрация фенола в воде C_{x2} , кг/м³;
- начальная концентрация фенола в экстрагенте C_{y1} , кг/м³;
- степень очистки воды (извлечения фенола) η , %;
- средняя температура в экстракторе t_{cp} , °С.

На основе вычислений по модели определить основные размеры экстрактора, размеры его внутренних устройств, а также осуществить гидродинамический расчет аппарата.

Составление математического описания

1. Из практических данных работы колонных противоточных распылительных экстракторов известно, что число теоретических ступеней рас-



деления не превышает одной ступени, при этом расход экстрагента приблизительно в два раза больше исходной смеси

$$b = \frac{V_y}{V_x} = 2,$$

следовательно, $V_y = 2 \cdot V_x$, м³/час. В связи с тем, что расход бензола больше расхода воды, бензол принимается в дальнейших расчетах в качестве дисперсной фазы. Зададимся коэффициентами распределения фаз $m = 2,22$; $m_0 = 0$ (результаты расчетов равновесия в данной системе).

2. Также из практического опыта работы роторно-дисковых экстракторов ориентировочно примем значения соотношений размеров внутренних устройств:

$$K_1 = \frac{D_2}{D_1} = 2/3,$$

где D_1 – диаметр колонного экстрактора, м; D_2 – диаметр дисков, м;

$$K_2 = \frac{D_3}{D_1} = 3/4,$$

здесь D_3 – диаметр колец статора, м;

$$K_3 = \frac{h}{D_1} = 1/4,$$

где h – высота секции, м;

$$K_4 = n \cdot D_2 = 0,2 \text{ м/с},$$

здесь n – частота вращения ротора, с⁻¹; число дисков в первом приближении принимаем $N_1 = 15$.

3. Так как концентрации фенола в фазах малы, то необходимые для дальнейших вычислений физические свойства сплошной фазы (индекс c) принимаем равными свойствам воды при средней температуре: плотность ρ_c , кг/м³, вязкость μ_c , Па·с, поверхностное натяжение σ_c , Н/м, молярная масса M_c , кг/кмоль, мольный объем составляет

$$v_c = \frac{M_c}{\rho_c}, \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

4. Физические свойства дисперсной фазы соответствуют свойствам бензола (индекс d) при средней температуре: ρ_d , кг/м³, μ_d , Па·с, M_d , кг/кмоль, мольный объем составляет

$$v_d = \frac{M_d}{\rho_d}, \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

5. Разность плотностей фаз составляет

$$\Delta\rho = \rho_c - \rho_d, \text{ кг/м}^3.$$



6. С учетом заданной степени очистки конечная концентрация фенола в дисперсной фазе (бензоле)

$$C_{y2} = C_{y1} + b \cdot (C_{x1} - C_{x2}), \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

7. Удерживающая способность экстрактора при захлебывании (интенсивном брызгоуносе) определяется по уравнению (29):

$$F_z = \frac{\sqrt{b^2 + 8 \cdot b - 3 \cdot b}}{4 \cdot (1 - b)}.$$

8. Вычисление среднего размера капель для роторно-дискового экстрактора производится по формуле

$$d_0 = 16,7 \cdot \frac{\mu_c^{0,3} \cdot \sigma_c^{0,5}}{K_4^{0,9} \cdot \rho_c^{0,8} \cdot 9,81^{0,2} \cdot N_1^{0,23}}, \text{ м/с.}$$

9. Скорость свободного осаждения w_0 капель бензола размером d_0 в воде рассчитывается по уравнению (1.24)

$$w_0 = \frac{9,81 \cdot \Delta\rho \cdot d_0^2 \cdot (\mu_d + \mu_c)}{6 \cdot \mu_c \cdot (2 \cdot \mu_c + 3 \cdot \mu_d)}, \text{ м/с.}$$

10. Коэффициент γ для расчета характеристической скорости капель принимается равным минимальному значению из следующих величин:

$$K_5 = K_2^2;$$

$$K_6 = 1 - K_1^2;$$

$$K_7 = (K_1 + K_2) \cdot ((K_2 - K_1)^2 + K_3^2)^{0,5}.$$

11. Характеристическая скорость капель:

$$w_1 = \gamma \cdot w_0, \text{ м/с.}$$

12. Фиктивная суммарная скорость фаз при захлебывании колонны составляет

$$w_2 = (1 - 4 \cdot F_z + 7 \cdot F_z^2 - 4 \cdot F_z^3) \cdot w_1, \text{ м/с.}$$

13. Минимально допустимый диаметр колонны по (18) в данном случае будет

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \cdot (V_y + V_x)}{3,14 \cdot w_2}}, \text{ м.}$$

14. Диаметр колонны, принимаемый для дальнейших расчетов, должен быть больше минимально допустимого $D_1 > D_{min}$ и иметь значение из стандартизованных величин (м): 0,20; 0,25; 0,30; 0,35; 0,40; 0,45; 0,50; 0,55; 0,60; 0,65; 0,70; 0,80; 0,90; 1,0; 1,1; 1,2; 1,3; 1,4; 1,5; 1,6; 1,7; 1,8; 1,9; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0. Целесообразно ввести дан-



ный ряд диаметров в виде массива и создать циклический блок поиска наиболее оптимального стандартного диаметра обечайки экстрактора.

15. Фиктивные скорости w_c сплошной и w_d дисперсной фаз, отнесенные к полному сечению колонны с принятым диаметром D_1 , составляют:

$$w_c = \frac{4 \cdot V_x}{3,14 \cdot D_1^2}, \text{ м/с;}$$

$$w_d = \frac{4 \cdot V_y}{3,14 \cdot D_1^2}, \text{ м/с;}$$

$$w_3 = w_c + w_d, \text{ м/с;}$$

16. При этом должно выполняться условие

$$X_1 = \left(\frac{w_2 - w_3}{w_2} \right) \cdot 100 (\%) < 75 \, \%.$$

При выполнении условия текущее значение диаметра $D_1(i)$ из массива присваивается стандартному диаметру обечайки D_1 . В случае невыполнения неравенства следует переход к другому значению диаметра колонны $D_1(i + 1)$.

17. Основные размеры внутренних устройств экстрактора

$$D_2 = D_1 \cdot K_1, \text{ м;}$$

$$D_3 = D_1 \cdot K_2, \text{ м;}$$

$$h = D_1 \cdot K_3, \text{ м;}$$

$$n = K_4 / D_2, \text{ с}^{-1}.$$

18. Для противоточных колонн удерживающая способность при действительных скоростях движения фаз определяется по кубическому уравнению

$$F^3 - 2 \cdot F^2 + \left(1 + \frac{w_d}{w_1} - \frac{w_c}{w_1} \right) \cdot F = \frac{w_d}{w_1}.$$

Решение этого уравнения представлено в виде следующей системы:

$$1) p = \frac{w_d - w_c}{w_1} - \frac{1}{3};$$

$$2) q = \frac{2}{27} - \frac{w_d + 2 \cdot w_c}{3 \cdot w_1};$$

$$3) \alpha = \arccos \left(- \left(\frac{q}{2 \cdot (-p/3)^{1,5}} \right) \right);$$

$$4) z_1 = 2 \cdot \cos \left(\frac{\alpha}{3} \right) \cdot \left(-\frac{p}{3} \right)^{0,5};$$

$$5) z_2 = -2 \cdot \cos \left(\frac{\alpha}{3} + 60 \right) \cdot \left(-\frac{p}{3} \right)^{0,5};$$

$$6) z_3 = -2 \cdot \cos \left(\frac{\alpha}{3} - 60 \right) \cdot \left(-\frac{p}{3} \right)^{0,5};$$

$$7) F_1 = z_1 + \frac{2}{3};$$



$$8) F_2 = z_2 + \frac{2}{3};$$

$$9) F_3 = z_3 + \frac{2}{3}.$$

19. Обычно экстракционные колонны работают в условиях, при которых удерживающая способность $F = F_{min}$ равна наименьшему из положительных корней F_1, F_2, F_3 . После определения F рассчитывается удельная поверхность контакта фаз

$$a = \frac{6 \cdot F}{d_0}, \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}.$$

20. Высота рабочей зоны колонны рассчитывается на основе диффузионной модели с учетом продольного перемешивания, имеющего место в аппаратах, подобных моделируемому. Коэффициенты продольного перемешивания E_c в сплошной фазе и E_d в дисперсной фазе составляют

$$E_c = 0,5 \cdot \frac{w_c \cdot h}{1 - F} + 0,09 \cdot K_1^2 \cdot (K_2^2 - K_1^2) \cdot K_4 \cdot h, \text{м/с};$$

$$E_d = 0,5 \cdot \frac{w_d \cdot h}{1 - F} + 0,09 \cdot K_1^2 \cdot (K_2^2 - K_1^2) \cdot K_4 \cdot h, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

21. Относительная скорость движения капель в колонне:

$$w_4 = \frac{w_d}{F} + \frac{w_c}{1 - F}, \text{м/с}.$$

22. Коэффициент диффузии в разбавленном водном растворе фенола составляет

$$D_c = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (2,6 \cdot M_c)^{0,5} \cdot (t_{cp} + 273)}{\mu_c \cdot \nu_c^{0,6} \cdot 10^6}, \text{м}^2/\text{с}.$$

23. Коэффициент диффузии в бензольном растворе фенола

$$D_d = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (M_d)^{0,5} \cdot (t_{cp} + 273)}{\mu_d \cdot \nu_d^{0,6} \cdot 10^6}, \text{м}^2/\text{с}.$$

24. Критерий Рейнольдса капель зависит от их размера, физических свойств и относительной скорости

$$Re = \frac{\rho_c \cdot w_4 \cdot d_0}{\mu_c}.$$

25. Диффузионный критерий Прандтля сплошной фазы составляет

$$Pr_c = \frac{\mu_c}{\rho_c \cdot D_c}.$$

26. Диффузионный критерий Нуссельта вычисляется в следующем порядке



$$P_1 = \frac{\rho_c^2 \cdot \sigma_c^3}{9,81 \cdot \Delta\rho \cdot \mu_c^4};$$

$$T_1 = \frac{4 \cdot \Delta\rho \cdot 9,81 \cdot d_0^2 \cdot P_1^{0,15}}{3 \cdot \sigma_c};$$

• при величине $T_1 > 70$

$$Nu_c = 0,6 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr_c^{0,5};$$

• при величине $T_1 \leq 70$

$$Nu_c = 50 + 0,0085 \cdot Re \cdot Pr_c^{0,7}.$$

27. Коэффициент массоотдачи в сплошной фазе определяется из критериального уравнения:

$$\beta_c = \frac{Nu_c \cdot D_c}{d_0}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

28. В качестве первого приближения высота экстрактора принимается равной $H_1 = N_1 \cdot h$, м. Затем по (28) определяется время пребывания частиц дисперсной фазы в колонне:

$$t = \frac{F \cdot H_1}{w_d}, \text{ с}.$$

29. Диффузионный критерий Фурье определяется по выражению

$$Fo = \frac{4 \cdot D_d \cdot t}{d_0^2}.$$

30. Критерий Вебера для капель вычисляется по формуле

$$We = \frac{\rho_d \cdot w_d^2 \cdot d_0}{\sigma_c}.$$

31. Диффузионный критерий Прандтля дисперсной фазы Pr_d рассчитывается аналогично диффузионному критерию Прандтля сплошной фазы

$$Pr_d = \frac{\mu_d}{\rho_d \cdot D_d}.$$

32. Диффузионный критерий Нуссельта в дисперсной фазе также зависит от величины T_1 :

• при осциллирующих каплях, соответствующих $T_1 > 70$

$$Nu_d = 31,4 \cdot Fo^{-0,34} \cdot Pr_d^{-0,125} \cdot We^{0,37},$$

• при величине $T_1 \leq 70$

$$Nu_d = 0,32 \cdot Fo^{-0,14} \cdot Re^{0,68} \cdot \left(\frac{\rho_d^2 \cdot \sigma_c^3}{9,81 \cdot \Delta\rho \cdot \mu_c^4} \right)^{0,1}.$$



33. Коэффициент массоотдачи в дисперсной фазе β_d составляет

$$\beta_c = \frac{Nu_d \cdot D_d}{d_0}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

34. Коэффициент массопередачи в воде вычисляется по формуле

$$K_x = \left(\frac{1}{\beta_c} + \frac{1}{m \cdot \beta_d} \right)^{-1}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

35. Высота единицы переноса в рассматриваемом процессе экстракции определяется соответственно режиму идеального вытеснения:

$$H_{ox} = \frac{w_c}{K_x \cdot a}, \text{ м}.$$

36. Число единиц переноса рассчитывается на основе линейной зависимости равновесных концентраций фаз в ранее использованной размерности концентраций составов:

$$n_{ox} = \frac{m \cdot V_y / V_x}{m \cdot V_y / (V_x - 1)} \cdot \ln \frac{m \cdot C_{x1} + m_0 - C_{y2}}{m \cdot C_{x2} + m_0 - C_{y1}}.$$

37. Значение критерия Пекле для продольного перемешивания

- в сплошной фазе: $Pe_c = \frac{w_c \cdot H_1}{E_c}$;
- в дисперсной фазе: $Pe_d = \frac{w_d \cdot H_1}{E_d}$.

38. Коэффициенты f_x и f_y в уравнениях «кажущейся» высоты единицы переноса по методу Рода могут быть найдены в первом приближении по формулам:

$$f_x = \left(1 - \frac{(1 - \exp(-Pe_c))}{Pe_c} \right)^{-1};$$

$$f_y = \left(1 - \frac{(1 - \exp(-Pe_d))}{Pe_d} \right)^{-1}.$$

39. «Кажущаяся» высота единицы переноса при этом составляет

$$H_{1ox} = H_{ox} + \frac{E_c}{w_c \cdot f_x} + \frac{V_x}{m \cdot V_y} \cdot \frac{E_d}{w_d \cdot f_y}, \text{ м}.$$

40. При полученном значении «кажущейся» высоты единицы переноса требуемая высота экстракционной колонны

$$H_2 = H_{1ox} \cdot n_{ox}, \text{ м}.$$

41. Рассчитанное значение высоты колонны H_2 используется для второго приближения последующих циклических вычислений критериев Пекле $Pe(i)_c$ и $Pe(i)_d$, «кажущейся» высоты единицы переноса $H(i)_{1ox}$ и требуемой высоты колонны $H(i)_2$. Выход из цикла должен произойти при



условии, что рассчитываемые вышеуказанные величины в двух последовательных итерациях станут приблизительно равными

$$\begin{aligned} H(i)_{1ox} &\approx H(i+1)_{1ox}, \\ H(i)_2 &\approx H(i+1)_2. \end{aligned}$$

42. Конечное значение итерационных вычислений высоты колонны $H(i+1)_2$ присваивается значению H_3 , на основе которого рассчитывается число дисков аппарата $N_2 = \frac{H_3}{h}$, и округляется до ближайшего целого значения.

43. Следующим этапом алгоритма является циклический элемент поверочного гидродинамического расчета, начиная с вычисления нового значения среднего размера капель $d(i)_0$, подставляя рассчитанную величину N_2 . В результате циклических вычислений должно быть достигнуто условие

$$\begin{aligned} E_1 &= \left| \frac{(d(i+1)_0 - d(i)_0)}{d(i+1)_0} \right| \cdot 100, \%; \\ \varepsilon &= 5 \%; \\ E_1 &< \varepsilon. \end{aligned}$$

1.3. Сушка

Сушка заключается в обезвоживании увлажненных материалов путем испарения влаги и удаления образующихся паров, она является сочетанием связанных друг с другом процессов теплообмена и массопередачи (влагообмена). Рассматриваемый ХТП проводится двумя основными способами:

1) путем непосредственного соприкосновения сушильного агента (нагретого воздуха, топочных газов) с высушиваемым материалом – *конвективная сушка* (рис. 4);

2) путем нагревания высушиваемого материала теплоносителем через теплопроводящую стенку – *контактная сушка*.

Существуют также *специальные виды сушки* материалов: путем нагревания инфракрасным излучением (радиационная сушка), токами высокой частоты (диэлектрическая сушка) и в замороженном состоянии при глубоком вакууме (сублимационная сушка). Обобщающая классификация сушильных установок затруднена ввиду значительного разнообразия их конструкций.

Используемые в технологических процессах *сушилки* различаются по ряду признаков:

- по способу подвода тепла (контактные, конвективные);
- по виду используемого теплоносителя (воздушные, газовые);



- по величине давления в сушильной камере (атмосферные, вакуумные);
- по взаимному направлению движения высушиваемого материала и сушильного агента (прямо-, противоточные), по способу организации процесса (периодические, непрерывные).

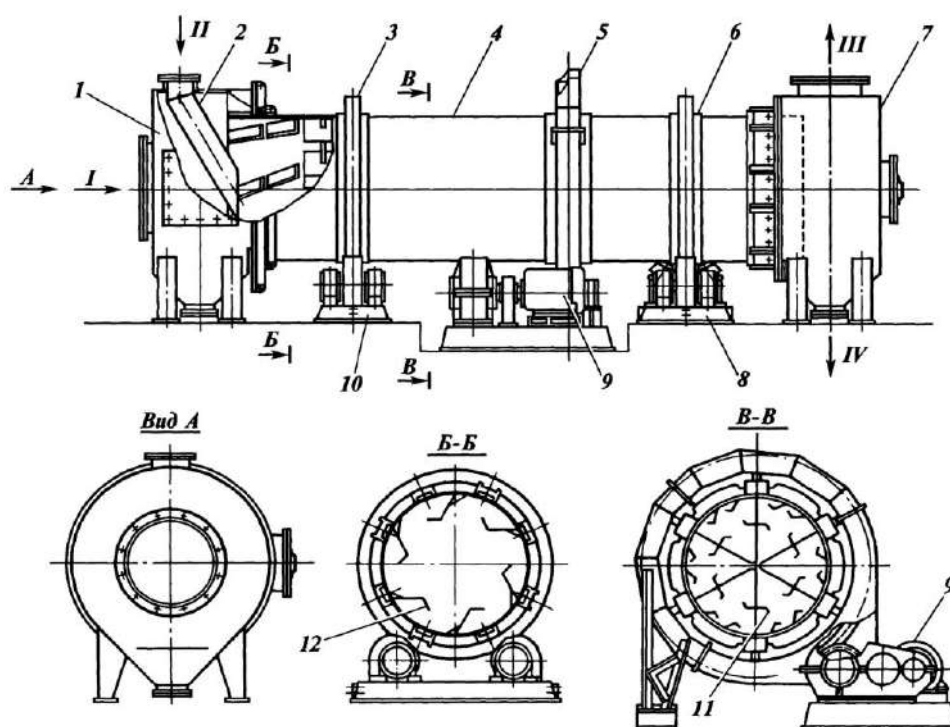


Рис. 4. Схема барабанной сушилки:

1 – загрузочная камера, 2 – наклонный лоток, 3 – бандаж, 4 – барабан, 5 – зубчатый венец, 6 – кольцевые накладки, 7 – разгрузочная камера, 8 – упорные ролики, 9 – привод, 10 – опорные ролики, 11 – секторная перевалочная насадка, 12 – лопастная насадка. Потоки: I – теплоноситель, II – исходный продукт, III – смесь теплоносителя и паров воды, IV – готовый продукт

По сути, сушка является сложным массообменным процессом, скорость которого определяется скоростью диффузии влаги (связанной с веществом гравитационными или физико-химическими силами) из высушиваемого материала в окружающую среду.

При любом методе сушки высушиваемый материал находится в контакте с влажным газом (воздухом).

При конвективной сушке влажному газу, который является сушильным агентом, принадлежит ключевая роль в процессе. В связи с этим при моделировании сушильных процессов и в их расчетах критериями оптимальности могут быть основные параметры влажного газа (влажного воздуха), влажность материала, расходы воздуха и тепла на сушку.



К основным параметрам влажного воздуха относится *влажность паровоздушной смеси* x (кг водяного пара/кг сухого воздуха), которое может быть выражено в виде

$$x = 0,622 \cdot \frac{\varphi \cdot P_{\text{нас}}}{P - \varphi \cdot P_{\text{нас}}}, \quad (36)$$

где $\varphi = P_n/P_{\text{нас}}$ – относительная влажность воздуха; P – общее давление паровоздушной смеси, Па; P_n – парциальное давление водяного пара в воздухе (при температуре сухого термометра), Па; $P_{\text{нас}}$ – давление насыщенного водяного пара (при температуре сухого термометра), Па.

Энтальпия влажного воздуха при известных величинах удельной теплоты парообразования воды будет

$$I = (1,01 + 1,97 \cdot x) \cdot t + 2493 \cdot x, \text{ кДж/кг сухого воздуха}, \quad (37)$$

где x – влажность паровоздушной смеси (воздуха), кг пара/кг сухого воздуха, t – температура воздуха по сухому термометру, °С.

Плотность влажного воздуха определяется по зависимости

$$\rho_{\text{вл}} = \frac{3,48 \cdot 10^{-3}}{T} \cdot (P - 0,378 \cdot \varphi \cdot P_{\text{нас}}), \quad (38)$$

здесь T – температура воздуха по сухому термометру, К.

Связь основных параметров влажного воздуха (влажность, температура, относительная влажность, энтальпия) представлена в диаграммах Рамзина (диаграммах $I - x$), посредством которых решаются многие задачи статики конвективных сушильных процессов (прил. Н).

Удельный объем влажного воздуха в пересчете на 1 кг сухого воздуха:

$$V_{\text{уд}} = \frac{287 \cdot T}{P - \varphi \cdot P_{\text{нас}}}, \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (39)$$

где T – температура воздуха, К.

Влажность материала, высушиваемого в сушильном аппарате, может быть выражена от общей массы влажного вещества – u (% масс.), либо от массы сухого вещества – u' (% масс.). Между указанными способами выражения влажности существует взаимосвязь:

$$u' = \frac{100 \cdot u}{100 - u}, \%. \quad (40)$$

Количество влаги, удаляемой из материала в процессе сушки, выражается следующими равенствами:

$$W = G_{\text{н}} \cdot \frac{u_{\text{н}} - u_{\text{к}}}{100 - u_{\text{к}}} = G_{\text{к}} \cdot \frac{u_{\text{н}} - u_{\text{к}}}{100 - u_{\text{н}}} = G_{\text{сух}} \cdot \frac{u'_{\text{н}} - u'_{\text{к}}}{100}, \text{ кг/с}, \quad (41)$$

где $u_{\text{н}}$ и $u_{\text{к}}$ – начальная и конечная влажность высушиваемого в сушилке материала, %; $G_{\text{н}}$ и $G_{\text{к}}$ – начальная и конечная масса высушиваемого мате-



риала, кг; $G_{\text{сух}}$ – производительность сушилки по абсолютно сухому материалу, кг; $u'_\text{н}$ и $u'_\text{к}$ – начальная и конечная влажность высушиваемого материала по массе сухого вещества, %.

Из уравнений материального баланса *расход сухого воздуха* в сушилке составляет

$$L = W \cdot l, \text{ кг/с}, \quad (42)$$

Удельный расход сухого воздуха l определяется как

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0}, \text{ кг/кг испаряемой влаги} \quad (43)$$

где x_0 и x_2 – начальное и конечное влагосодержание воздуха.

Пренебрегая потерями теплоты на нагрев материала, транспортных устройств и в окружающую среду, получаем *уравнение теплового баланса* для теоретической сушилки (для нормального сушильного варианта)

$$Q_m = L \cdot (I_2 - I_0), \text{ Дж}, \quad (44)$$

здесь I_2 – энтальпия воздуха на выходе из сушилки; I_0 – энтальпия воздуха окружающей среды.

Удельные расходы теплоты с учетом суммарного расхода потерь теплоты составляют (при одинаковом конечном состоянии воздуха)

▪ в действительной сушилке

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = l \cdot (I_1 - I_0), \text{ Дж/кг испаряемой влаги}; \quad (45)$$

▪ в теоретической сушилке

$$q_m = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0}, \text{ Дж/кг испаряемой влаги}. \quad (46)$$

Разность удельных расходов теплоты в действительной и в теоретической сушилке без дополнительного подогрева в сушильной камере определяется согласно формуле

$$\Delta = \frac{\sum Q}{W} = q_{\text{мат}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{пот}} - c \cdot \vartheta_\text{н}, \quad (47)$$

где c – удельная теплоемкость воды, Дж/(кг·К); $\vartheta_\text{н}$ – температура поступающего в сушилку влажного материала, °С.

Удельные расходы теплотоперь нормального процесса сушки:

$$q_{\text{мат}} = \frac{G_\text{к}}{W} \cdot c_\text{к} \cdot (\vartheta_\text{к} - \vartheta_\text{н}), \frac{\text{Дж}}{\text{кг}} \text{ испаряемой влаги}, \quad (48)$$

$$q_{\text{тр}} = \frac{G_{\text{тр}}}{W} \cdot c_{\text{тр}} \cdot (\vartheta_\text{к} - \vartheta_\text{н}), \text{ Дж/кг испаряемой влаги}, \quad (49)$$

$$q_{\text{пот}} = \frac{Q_{\text{пот}}}{W}, \text{ Дж/кг испаряемой влаги}, \quad (50)$$



где c_k , $c_{тр}$ – удельные теплоемкости высушенного материала и транспортных устройств соответственно, Дж/(кг·К); ϑ_k – температура высушенного материала, выходящего из сушилки, °С.

Скорость испарения воды с влажной поверхности материала (в первом периоде нормального процесса сушки) определяется по эмпирическому уравнению

$$G = 0,04075 \cdot w^{0,8} \cdot (P_{\text{нас}} - P_n), \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}), \quad (51)$$

где w – скорость воздуха над высушиваемым материалом, м/с; $P_{\text{нас}}$ – давление насыщенного пара в пограничном слое воздуха у поверхности влажного материала (при температуре мокрого термометра), мм рт.ст.; P_n – парциальное давление пара в проходящем воздухе, мм рт.ст.

В вышеприведенной формуле при $w > 0,5$ м/с значение P_n может быть определено аналитическим путем по психометрической формуле:

$$P_n = P'_{\text{нас}} - 0,00001 \cdot \left(65 + \frac{6,75}{w}\right) \cdot (t - t_m) \cdot P, \quad (52)$$

где $P'_{\text{нас}}$ – давление насыщенного водяного пара при температуре мокрого термометра; $(t - t_m)$ – разность температур сухого и мокрого термометров; P – барометрическое давление.

Тепловой КПД сушилки находят как

$$\eta = \frac{r}{q}, \quad (53)$$

здесь r – удельная теплота парообразования воды, определяемая по температуре материала при сушке (температуре мокрого термометра), Дж/кг; q – удельный расход теплоты в сушилке, Дж/кг.

Определение *продолжительности сушильного процесса* при постоянных условиях без учета равновесного влагосодержания производится по приближенному уравнению

$$\tau = \frac{(u'_n - u'_{кр})}{N} + \frac{u'_{кр}}{N} \cdot 2,3 \cdot \lg \frac{u'_{кр}}{u'_k}, \quad (54)$$

где N – скорость первого периода сушки, кг влаги/с; u'_n , $u'_{кр}$, u'_k – начальное, критическое и конечное влагосодержание материала (по сухому веществу).

Скорость сушки N в первом периоде может быть определена через коэффициент массоотдачи

$$N = \frac{W}{G_{\text{сух}}} = \frac{\beta \cdot F \cdot \Delta x_{\text{ср}}}{G_{\text{сух}}} = \beta \cdot f \cdot \Delta x_{\text{ср}}, \text{ кг/с}, \quad (55)$$

здесь β – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, кг/(м²·с(кг/кг)); F – площадь поверхности испарения, м²; $\Delta x_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила, кг пара/кг сухого воздуха; f – удельная поверхность, м²/кг сухого вещества.



Средняя движущая сила процесса сушки может быть выражена как разность влагосодержаний воздуха в поверхностном слое (насыщенного) $x_{\text{нас}}$ и в ядре воздушного потока (ненасыщенного) x

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2,3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}}, \text{ кг/кг}, \quad (56)$$

где $\Delta x_1 = x_{\text{нас}} - x_1$, кг/кг; $\Delta x_2 = x_{\text{нас}} - x_2$, кг/кг.

Размеры противоточной сушилки (площадь поверхности высушиваемого материала) при переменных условиях (по воздуху и высушиваемому материалу) определяются по следующим уравнениям:

• для первого периода сушки

$$F_1 = \frac{L}{\beta} \cdot \ln \frac{x_{\text{нас}} - x_1}{x_{\text{нас}} - x_2}, \text{ м}^2, \quad (57)$$

здесь L – расход сухого воздуха, проходящего через сушилку, кг/ч; β – коэффициент массоотдачи, определяемый экспериментальным путем, кг/(м²·ч·(кг/кг)); $x_{\text{нас}}$ – влагосодержание насыщенного воздуха, кг/кг воздуха; x_2 – влагосодержание воздуха, выходящего из сушилки, кг/кг воздуха.

• для второго периода сушки

$$F_2 = \frac{u_{\text{кр}}^*}{\beta} \cdot \frac{V_{\text{м}}}{x_{\text{нас}} + \frac{u_{\text{кр}}^* \cdot V_{\text{м}}}{L} - x_1} \cdot \ln \frac{(x_{\text{нас}} - x_0) \cdot \frac{u_{\text{кр}}^* \cdot V_{\text{м}}}{L}}{(x_{\text{нас}} - x_1) \cdot \left(x_0 + \frac{u_{\text{кр}}^* \cdot V_{\text{м}}}{L} - x_1\right)}, \text{ м}^2, \quad (58)$$

где $u_{\text{кр}}^*$ – содержание избыточной (свободной) влаги в материале в критической точке, кг влаги/м³ сухого материала, $V_{\text{м}}$ – расход материала, проходящего через сушилку (в пересчете на сухое вещество), м³/ч, x_0 – влагосодержание воздуха, входящего во вторую зону противоточной сушилки, кг/кг воздуха, x_1 – влагосодержание воздуха, уходящего из второй зоны сушилки и входящего в первую зону, кг/кг воздуха (рис. 5).

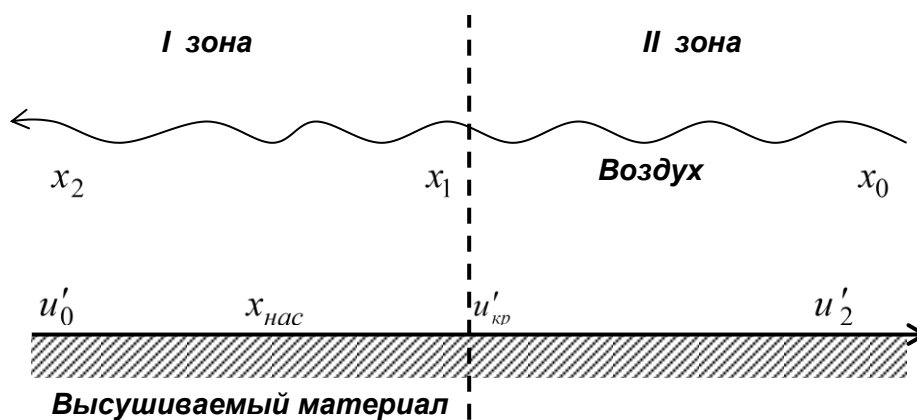


Рис. 5. Схема процесса противоточной сушки при переменных условиях

- общая площадь поверхности материала, которая должна быть развита в противоточной сушилке

$$F = F_1 + F_2, \text{ м}^2. \quad (59)$$

Формулы *диффузионных критериев подобия* для процесса сушки:

- критерий Нуссельта

$$Nu'_r = \frac{\beta \cdot l}{D}, \quad (60)$$

здесь l – длина поверхности испарения в направлении движения сушильного агента, м; D – коэффициент молекулярной диффузии, м²/с.

- критерий Рейнольдса

$$Re'_r = \frac{w \cdot l}{\nu}, \quad (61)$$

где w – скорость воздуха над высушиваемым материалом, м/с; ν – кинематическая вязкость, м²/с

- критерий Прандтля

$$Pr'_r = \frac{\nu}{D}, \quad (62)$$

- параметрический критерий Гухмана

$$Gu = \frac{T_c - T_m}{T_c}, \quad (63)$$

где T_c и T_m – температуры сухого и мокрого термометров соответственно, К.

Аналитическим способом определения коэффициента массоотдачи β является решение критериального уравнения

$$Nu'_r = A \cdot Re_r'^n \cdot (Pr'_r)^{0,33} \cdot Gu^{0,135}, \quad (64)$$

где A и n – величины, зависящие от критерия Re'_r (табл. 2).

Таблица 2

Зависимость величин A и n от критерия Рейнольдса Re'_r

Re'_r	A	n
1 – 200	0,9	0,5
200 – 6000	0,87	0,54
6000 – 70000	0,347	0,65



Пример 1.3. Составить математическую модель и произвести вычисления основных размеров сушилки в псевдоожиженном (кипящем слое), а также расход воздуха и затраты тепла на сушку в следующей технологической операции:

- на сушку поступает G_1 , т/час, суспензии полистирола;
- плотность начальной суспензии полистирола ρ_0 , кг/м³;
- начальная влажность суспензии w_1 , доли ед. (масс.);
- влажность высушенного материала w_2 , доли ед. (масс.);
- размер частиц материала округлой формы d , м;
- удельная массовая теплоемкость материала c_1 , кДж/(кг·К);
- температура воздуха на входе в сушилку составляет t_1 , °С, на выходе t_2 , °С;
- начальная температура высушиваемого материала t_3 , °С, конечная температура t_4 , °С;
- параметры окружающего (наружного) воздуха (см. прил. М): температура t_0 , °С, относительная влажность φ_0 , %, влагосодержание d_0 , кг влаги/кг сухого воздуха, теплосодержание (энтальпия) $I_0 = 48,5$ кДж/кг сухого воздуха;
- величина теплосодержания воздуха после калорифера I_1 , кДж/кг сухого воздуха (определяется по диаграмме Рамзина), (см. прил. Н);
- при температуре t_1 введем в алгоритм удельную теплоту испарения воды (прил. И) r кДж/кг, и свойства воздуха: удельный объем V_1 , м³/кг [по формуле (39)], кинематическую вязкость ν_1 , м²/с, плотность ρ_1 , кг/м³ (см. прил. М);
- параметры воздуха на выходе из сушилки при t_2 (по диаграмме Рамзина): φ_2 (%), I_2 (кДж/кг сухого воздуха), d_2 (кг влаги/кг сухого воздуха), V_2 (м³/кг), ν_2 (м²/с), ρ_2 (кг/м³).

Составление математического описания

1. Количество (расход) высушиваемого материала в аппарате:

$$G_2 = G_1 \cdot \frac{1 - w_1}{1 - w_2}, \text{ т/час.}$$

2. Количество удаляемой влаги рассчитывается по формуле

$$W = G_1 - G_2, \text{ т/час.}$$

3. Количество теплоты, затраченной на испарение воды:

$$Q_1 = W \cdot r, \text{ кДж/час.}$$

4. Потери тепла в окружающую среду составляют 1...3 % от полезного количества теплоты Q_1 , при этом удельное количество полезно затрачиваемого тепла:



$$Q_2 = \frac{1,03 \cdot Q_1}{W}, \text{кДж/кг влаги.}$$

5. Тепло, необходимое для подогревания материала:

$$Q_3 = G_2 \cdot c_1 \cdot (t_4 - t_3), \text{кДж/час.}$$

6. При этом удельное количество теплоты для подогревания материала

$$Q_4 = \frac{Q_3}{W}, \text{кДж/кг влаги.}$$

7. Внутренний баланс сушилки характеризуется следующим уравнением:

$$\Delta = 4190 \cdot t_3 - (Q_4 + Q_2), \text{кДж/кг влаги.}$$

8. Общий расход воздуха на сушку определяется по выражению

$$L = \frac{1}{d_2 - d_0} \cdot W, \frac{\text{кг}}{\text{час}}.$$

9. Объемный расход воздуха (при рабочих условиях) на входе в сушилку:

$$V_3 = \frac{L \cdot V_1}{3600}, \text{м}^3/\text{с}.$$

10. Объемный расход воздуха на выходе из сушилки:

$$V_4 = \frac{L \cdot V_2}{3600}, \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

11. Критерий Архимеда вычисляется в зависимости от свойств воздуха:

$$Ar = \frac{9,81 \cdot d^3}{v_2^2} \cdot \frac{(\rho_0 - \rho_2)}{\rho_2}.$$

12. Критерий Рейнольдса:

$$Re = 0,24 \cdot Ar^{0,5}.$$

13. Рабочая скорость газа в расчете на полное сечение аппарата:

$$w_3 = \frac{Re \cdot v_2}{d}, \text{м/с}.$$

14. Полное рабочее сечение сушилки:

$$S_1 = \frac{V_4}{w_3}, \text{м}^2.$$

15. На основе полученного значения рабочего сечения аппарата S_1 выбирается сечение нормализованной сушилки $S_2 = a \cdot b$ (м) и диаметр отверстий в решетке d_3 (мм), порозность неподвижного слоя материала принимается равной ε_1 (доли ед.).



16. Порозность псевдоожигенного (кипящего) зернистого слоя:

$$\varepsilon_2 = \left(\frac{18 \cdot Re + 0,36 \cdot Re^2}{Ar} \right)^{0,21}.$$

17. Высота неподвижного слоя материала определяется по эмпирической формуле

$$H_1 = \frac{80 \cdot d_3}{1000}, \text{ м.}$$

18. Высота псевдоожигенного слоя:

$$H_2 = H_1 \cdot \frac{1 - \varepsilon_1}{1 - \varepsilon_2}, \text{ м.}$$

19. Высота сепарационного пространства принимается конструктивно:

$$H_3 = 4 \cdot H_2, \text{ м.}$$

1.4. Кристаллизация

Кристаллизация – выделение из растворов твердой фазы в виде кристаллов (однородных твердых тел различной геометрической формы с плоскими гранями) – в химической технологии используется для выделения чистых веществ из их растворов.

Массовая кристаллизация обычно проводится за счет достигаемого различными способами понижения растворимости кристаллизующего вещества из водных растворов и растворов органических веществ. Кристаллизация с образованием зародышей кристаллов проходит с достаточной скоростью главным образом в пересыщенных растворах. Несмотря на различные способы создания пересыщения растворов, наибольшее распространение получили кристаллизационные аппараты со стационарным или циркулирующим псевдоожигенным слоем. При проведении кристаллизации под атмосферным давлением используются кристаллизационные установки с кипящим слоем (рис. 6). При температуре кристаллизации не ниже 6 °С применяются вакуум-кристаллизаторы.

Критический размер кристалла, с которого начинается рост зародышей, может быть рассчитан по выражению

$$r_{\text{кр}} = \frac{2 \cdot \sigma \cdot M}{\rho_{\text{кр}} \cdot R \cdot T \cdot \ln \left(\frac{C}{C^*} \right)}, \text{ м,} \quad (65)$$

где σ – поверхностное натяжение пересыщенного раствора, Н/м, M – молекулярная масса кристаллического вещества, кг/кмоль, $\rho_{\text{кр}}$ – плотность кристаллического вещества, кг/м³, C – концентрация пересыщенного раствора, кг/м³, C^* – концентрация насыщенного раствора, кг/м³.



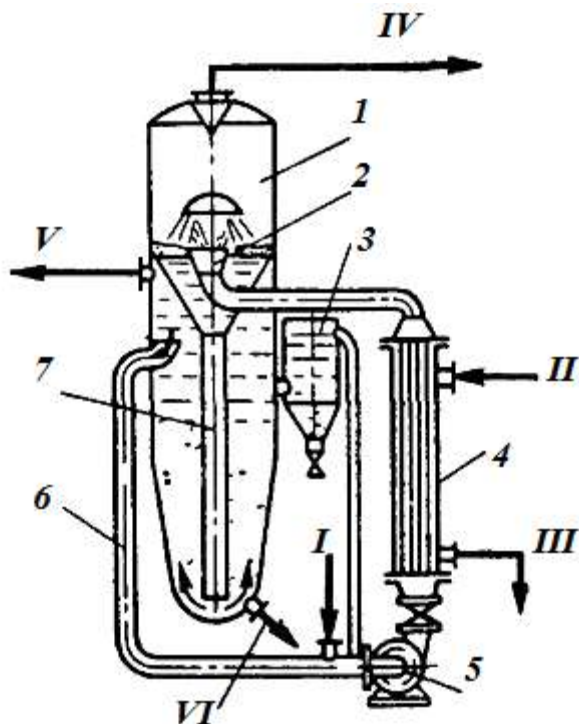


Рис. 6. Кристаллизатор с псевдоожиженным слоем:

1 – корпус, 2 – труба вскипания, 3 – сборник, 4 – теплообменник, 5 – насос, 6 – циркуляционная труба, 7 – центральная труба. Потoki: I – раствор, II – пар, III – конденсат, IV – вторичный пар, V – маточный раствор, VI – суспензия

Масса кристаллической фазы может быть найдена по уравнениям материального баланса процесса кристаллизации:

$$G_H = G_1 + G_K + W; \quad (66)$$

$$G_H \cdot Y_H = G_2 + G_K \cdot Y_K, \quad (67)$$

где G_H и G_K – соответственно расход начального и конечного маточного растворов, кг/с; G_1 – расход кристаллогидрата (кристаллической фазы, включая растворитель), кг/с; G_2 – расход кристаллической фазы в пересчете на чистое растворенное вещество, кг/с; W – расход удаляемого растворителя, кг/с; Y_H и Y_K – соответственно концентрации начального и конечного маточного растворов, масс. доли.

Расход безводной кристаллической фазы при этом может быть выражен как

$$G_2 = \frac{G_1 \cdot M_1}{M_2}, \quad (68)$$

где M_1 – молекулярная масса кристаллов без растворителя, M_2 – молекулярная масса кристаллогидрата.

Единое уравнение теплового баланса для трех основных методов кристаллизации имеет вид:

$$G_H \cdot c_{p1} \cdot t_H + G_1 \cdot q \pm Q = G_1 \cdot c_{p2} \cdot t_K + (G_H - G_1 - W) \cdot c_{p3} \cdot t_3 + W \cdot I = \pm Q_{\text{пот}}, \quad (69)$$

где c_{p1} , c_{p2} , c_{p3} – соответственно теплоемкости начального раствора, кристаллов и маточного раствора, Дж/(кг·К); t_n , t_k – температуры начального и маточного растворов, °С; q – удельная теплота кристаллизации, Дж/кг; I – энтальпия вторичных паров, Дж/кг; $Q_{\text{пот}}$ – потери тепла, Вт; $+Q$ – тепло, подводимое при изотермической кристаллизации, Вт; $-Q$ – тепло, отводимое при изогидрической кристаллизации, Вт.

Уравнение теплового баланса (69) преобразуется

• для изогидрической кристаллизации

$$G_n \cdot c_{p1} \cdot t_n + G_1 \cdot q \pm Q = G_1 \cdot c_{p2} \cdot t_k + (G_n - G_1) \cdot c_{p3} \cdot t_k \pm Q_{\text{пот}};$$

• для комбинированной вакуум-кристаллизации

$$G_n \cdot c_{p1} \cdot t_n + G_1 \cdot q = G_1 \cdot c_{p2} \cdot t_k + (G_n - G_1 - W) \cdot c_{p3} \cdot t_k + W \cdot I \pm Q_{\text{пот}}.$$

Уравнение массопередачи для процесса кристаллизации представляет собой математическое выражение интенсивности внешнего массообмена

$$i = \beta_c \cdot (C_1 - C_2), \quad (70)$$

здесь i – плотность потока массы, кг/(м²·с); β_c – коэффициент массоотдачи, м/с; C_1 – концентрация в ядре жидкости, кг/м³; C_2 – концентрация вблизи поверхности кристалла, кг/м³.

Кинетическое уравнение кристаллизации в упрощенном виде является выражением скорости включения молекул в кристаллическую решетку

$$i = K_W \cdot (C_2 - C^*), \quad (71)$$

где K_W – константа скорости роста кристаллов, м/с.

Из выражений скорости увеличения массы кристаллов (70) и (71) можно определить коэффициент массопередачи кристаллизации:

$$K_c = \left(\frac{1}{\beta_c} + \frac{1}{K_W} \right)^{-1}, \frac{\text{м}}{\text{с}}. \quad (72)$$

В связи с тем, что температура в кристаллорастителях кристаллизационных аппаратов меняется незначительно, равновесная концентрация приближенно равняется линейной функции температуры

$$C^* = a \cdot t + b, \quad (73)$$

где a и b – эмпирические константы.

Пример 1.4. Составить математическую модель вакуум-кристаллизатора с псевдооживленным слоем для осуществления заданного процесса и произвести компьютерный расчет его основных рабочих параметров (диаметр, высота, скорость движения раствора, производительность по кристаллической фазе, количество упариваемой воды, средний размер кристаллов).

Заданы следующие условия проведения технологического процесса кристаллизации MgSO_4 из водного раствора:

- производительность по исходному раствору MgSO_4 G_n , кг/с;
- массовая доля MgSO_4 в исходном растворе Y_n , доли ед.;
- температура исходного раствора t_n , °C;
- температура маточного раствора на выходе из кристаллизатора t_k , °C;
- принять к расчету в первом приближении средний размер (радиус) кристаллов r_1 , м;
- по экспериментальным данным значения эмпирических констант в уравнении (73) $a = 4,8$; $b = 257$; величина предельного пересыщения водного раствора MgSO_4 $S_{\text{пр}} = 91$ кг/м³;
- удельная теплота кристаллизации MgSO_4 равна q , Дж/кг;
- удельная массовая теплоемкость кристаллического MgSO_4 может быть определена по аддитивности атомных теплоемкостей и количеству вещества элементов кристалла C_{px} , Дж/(кг·K);
- плотность кристаллической фазы ρ_x , кг/м³;
- плотность раствора ρ_y , кг/м³, при заданной концентрации Y_n ;
- молекулярная масса безводного кристаллического MgSO_4 M_1 , кг/кмоль;
- молекулярная масса кристаллогидрата $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ M_2 , кг/кмоль;
- оптимальное значение порозности $\varepsilon = 0,75$ (доли ед.);
- физические свойства воды при 25 °C: кинематическая вязкость ν_{025} , м²/с, динамическая вязкость μ_{025} , Па·с;
- физические свойства воды при температуре t_k : ν_{015} , м²/с, μ_{015} , Па·с.

Составление математического описания

Первым этапом является ввод исходных данных и определенных физико-химических свойств раствора, кристаллической фазы, воды.

1. Согласно принятым допущениям, кристаллизация в установках подобного типа прекращается при пересыщении раствора, составляющем 5 % от предельного пересыщения. Следовательно, концентрация раствора на выходе из кристаллизатора:

$$C_k = 0,05 \cdot a \cdot t_k + b, \text{ кг/м}^3.$$

2. Скорость раствора в кристаллизаторах (кристаллорастителях) с псевдоожиженным слоем определяется по эмпирическому уравнению

$$w_1 = 2,23 \cdot \left(\frac{\varepsilon}{1,05} \right) \cdot \sqrt[3]{r_1 \cdot \frac{(\rho_x - \rho_y)}{\rho_y}}, \text{ м/с.}$$

3. Массовая доля MgSO_4 в маточном растворе:

$$Y_k = \frac{C_k}{\rho_y}, \text{ доли ед.}$$



4. В зависимости от Y_k при температуре 25 °С следует взять значения кинематической вязкости маточного раствора ν_{25} , м²/с, коэффициента диффузии $MgSO_4$ в воде D_{25} , м²/с.

5. Кинематическая вязкость маточного раствора при температуре t_k рассчитывается по формуле

$$\nu_t = \frac{\nu_{25} \cdot \nu_{015}}{\nu_{025}}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

6. Коэффициент диффузии при температуре t_k

$$D_t = D_{25} \cdot \frac{(273 + t_k) \cdot \mu_{025}}{298 \cdot \mu_{015}}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

7. Удельная массовая теплоемкость исходного раствора вычисляется согласно правилу аддитивности компонентов (растворенных веществ)

$$C_{py1} = C_{px} \cdot Y_H + 4190 \cdot (1 - Y_H), \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

8. Удельная массовая теплоемкость маточного раствора

$$C_{py2} = C_{px} \cdot Y_k + 4190 \cdot (1 - Y_k), \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

9. Удельная поверхность кристаллов в слое составляет

$$f = 0,447 \cdot \sqrt{\frac{9,81 \cdot (\rho_x - \rho_y) \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \varepsilon^3}{w_1 \cdot \nu_t}}, \text{ м}^{-1}.$$

10. Объемный коэффициент массопередачи в данном примере определяется по уравнению

$$K_{VC} = 0,000105 \cdot f \cdot w_1 \cdot \left(\frac{\nu_t}{D_t}\right)^{0,07}, \text{ с}^{-1}.$$

11. Высота аппарата может быть найдена из равенства

$$K_{VC} \cdot (1 + a \cdot A_1) \cdot \frac{H}{w_1} = 1,$$

где A_1 – константа, определяемая по формуле:

$$A_1 = \frac{q}{C_{py2} \cdot \rho_y \cdot \varepsilon + C_{px} \cdot \rho_x \cdot (1 - \varepsilon)}.$$

12. Рабочая высота аппарата (от кристаллорастителя до уровня отводящего патрубка) с учетом сепарационного пространства

$$H_1 = \frac{w_1 / (K_{VC} \cdot (1 + a \cdot A_1))}{0,75}, \text{ м}.$$

13. Далее рассчитываются концентрация C_3 и температура t_3 раствора на входе в кристаллораститель



$$1) Z_1 = 1 - \exp\left(-\frac{K_{VC}}{w_1} \cdot (1 + a \cdot A_1) \cdot 0,75 \cdot H_1\right),$$

$$2) t_3 = \frac{A_1 \cdot (2 \cdot Z_1^2 \cdot b + Z_1 \cdot C_k \cdot (1 - a \cdot A_1)) - t_k \cdot (Z_1 - 1 + a \cdot A_1) \cdot (1 + a \cdot A_1) + a \cdot b \cdot A_1^2 \cdot Z_1}{Z_1 \cdot (a \cdot A_1 + a^2 \cdot A_1^2) + (1 - a \cdot A_1) \cdot (Z_1 - 1 + a \cdot A_1)}, ^\circ\text{C},$$

$$3) C_3 = \frac{Z_1 \cdot (a \cdot t_3 + b) + C_k \cdot (1 - a \cdot A_1)}{Z_1 - 1 + a \cdot A_1}, \text{кг/м}^3.$$

Массовая доля MgSO_4 в испарителе:

$$Y_3 = \frac{C_3}{\rho_y}, \text{доли ед.}$$

14. Температурная депрессия $\Delta', ^\circ\text{C}$ соответствует величине Y_3 при атмосферном давлении. Истинное значение температуры раствора в испарителе при этом:

$$t_4 = t_3 - \Delta', ^\circ\text{C}.$$

15. Вычисленное значение истинной температуры раствора t_4 соответствует давлению P в испарителе и энтальпии I вторичных паров. При этом следует ввести в алгоритм значение I , Дж/кг.

16. Путем совместного решения уравнений материального (66) и теплового (69) балансов определяются производительность вакуум-кристаллизатора по кристаллической фазе G_x и расход упариваемой воды W_2

$$1) Z_2 = (C_{px} - C_{py2}) \cdot t_k + G_H \cdot (C_{py2} \cdot t_k - C_{py1} \cdot t_H) - q \cdot 4190,$$

$$2) G_x = \frac{(C_{py2} \cdot t_k + I) \cdot G_H \cdot (Y_k - Y_H)}{Z_2 \cdot Y_k + (Y_k - M_1/M_2) \cdot (C_{py2} \cdot t_k + I)}, \text{кг/с},$$

$$3) W_2 = \frac{G_H \cdot (Y_k - Y_H) - G_x \cdot (Y_k - M_1/M_2)}{Y_k}, \text{кг/с},$$

$$4) W_3 = G_H - G_x + G_k, \text{кг/с}.$$

17. В случае если не соблюдается равенство $W_2 = W_3$, следует уточнить принятые ранее значения температурной депрессии и данные по равновесию ($S_{пр}$, q) и повторить вычисления.

18. Расход циркулирующего раствора в кристаллизаторе составляет

$$V_1 = \frac{G_x}{C_3 - C_k}, \text{м}^3/\text{с}.$$

19. Диаметр кристаллораствителя определяется из уравнения расхода

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V_1}{3,14 \cdot w_1}}, \text{м}.$$



20. Масса кристаллов в слое вычисляется с целью последующей проверки первого приближения:

$$G_4 = 0,785 \cdot D_K^2 \cdot 0,75 \cdot H_1 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_x, \text{ кг.}$$

21. Коэффициент роста скорости кристаллов:

$$K = \frac{K_{VC} \cdot r_1}{1 - \varepsilon}, \text{ м/с.}$$

22. Расчетное значение среднего размера кристаллов:

$$r_2 = \frac{K \cdot w_1 \cdot G_4}{\rho_x \cdot K_{VC} \cdot 0,75 \cdot H_1 \cdot G_x}, \text{ м.}$$

23. Расхождение с принятым значением радиуса кристаллов должно быть регламентировано следующим условием:

$$E = \left| \frac{r_2 - r_1}{r_2} \right| \cdot 100,$$
$$E < 5 \text{ \%}.$$

24. При несоблюдении условия следует произвести расчеты с другим средним размером кристалла. Целесообразнее провести на данном этапе анализ кристаллизационной установки с заданием ряда определенных значений среднего размера кристаллов r_i из диапазона 0,001...0,006 м, алгоритм которого будет в виде нижеследующих действий.

25. Формирование массива данных $r_i (i = 1, 2, 3, n)$, где n – число выбранных элементов массива, представляющих собой значения r_i из указанного диапазона возможных значений.

26. Создание на основе вышеприведенных формул циклического блока итерационного вычисления.

27. Определение оптимального среднего размера кристаллов $r_{\text{опт}}$, который может быть получен в результате осуществления заданного технологического процесса.

1.5. Абсорбция

Абсорбция представляет собой процесс поглощения газов из газовых (или паров из парогазовых) смесей жидкими поглотителями – *абсорбентами*. При физической абсорбции поглощаемый газ – *абсорбтив* – не вступает в химическую реакцию с абсорбентом. Обратный процесс, основанный на выделении поглощаемого газа из абсорбента, называется *десорбцией*.

Абсорбционные процессы являются основной стадией некоторых важнейших химических производств (производство серной, соляной, азотной кислот) и ряда природоохранных технологий (например, абсорбция NH_3 , очистка выбросов в атмосферу от фтористых и сернистых соединений в скрубберах). Сочетание абсорбции с десорбцией позволяет многократно



применять (регенерировать) поглотитель и отдельно выделять поглощенное вещество.

При абсорбции процесс массопередачи протекает на поверхности соприкосновения фаз, поэтому в аппаратах для поглощения газов жидкостями – *абсорберах* и *скрубберах* – должна быть создана развитая поверхность соприкосновения между газом и жидкостью.

По способу образования поверхности массообменного контакта абсорбционные аппараты условно подразделяются на:

- поверхностные и пленочные (аппараты, в которых поверхностью соприкосновения фаз является зеркало неподвижной или медленно текущей жидкости);
- насадочные (колонны, заполненные твердыми телами различной формы с целью увеличения поверхности соприкосновения фаз);
- барботажные (переливные и провальные тарельчатые колонны, направленное движение и многократное взаимодействие фаз происходит в них с помощью горизонтальных перегородок – тарелок) (рис. 7);
- распыливающие (абсорберы, в которых межфазный контакт осуществляется за счет распыливания жидкости в газовом потоке).

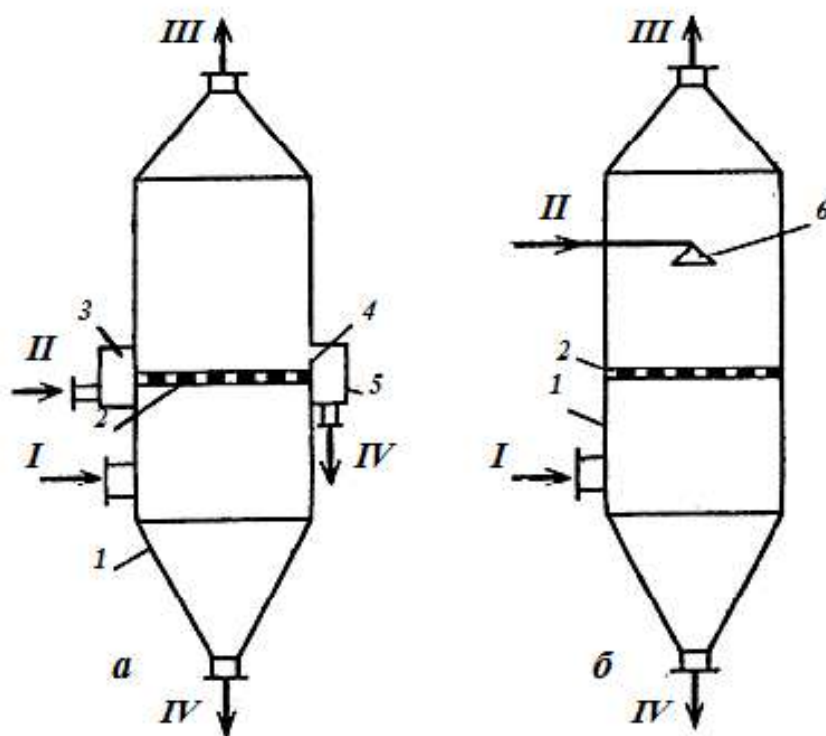


Рис. 7. Барботажные абсорберы (пенные пылеуловители):

а – с переливной тарелкой, *б* – с провальной тарелкой; 1 – корпус, 2 – тарелка,

3 – приемная коробка, 4 – порог, 5 – сливная коробка, 6 – ороситель.

Потоки: I – запыленный газ, II – жидкость, III – очищенный газ, IV – шлам



Существует два возможных способа выражения движущей силы процесса абсорбции в двухкомпонентной системе «жидкость–газ (пар)».

• по газовой фазе

$$\Delta x = y^* - y, \quad (74)$$

где Δx – движущая сила процесса массопередачи; y – мольная доля компонента смеси в газовой фазе, кмоль/кмоль смеси; y^* – мольная доля компонента смеси в газовой фазе, равновесной с жидкостью, кмоль/кмоль смеси;

• по жидкой фазе

$$\Delta x = x - x^*, \quad (75)$$

где x – мольная доля компонента в жидкой фазе, кмоль/кмоль смеси; x^* – мольная доля компонента в жидкой фазе, равновесной с газовой фазой, кмоль/кмоль смеси.

Концентрация компонента в газовой фазе может быть выражена через его парциальное давление на основании уравнений Клайперона и Дальтона (для идеальноегазовых смесей):

$$y = \frac{p}{P}, \quad (76)$$

здесь p – парциальное давление компонента газовой смеси, Па; P – общее давление смеси газов, Па.

Общее давление смеси газов (паров) равно сумме парциальных давлений всех компонентов:

$$P = \sum p_i = p_A + p_B + p_C + \dots + p_n \quad (77)$$

Равновесные концентрации (мольные доли) компонентов газовой фазы можно определить согласно закону Рауля:

$$y^* = \frac{P_i}{P} \cdot x, \quad (78)$$

где P_i – давление насыщенного пара чистого компонента, Па.

Уравнение массопередачи может быть составлено двумя способами в соответствии со способами выражения разности концентраций

$$M = K_y \cdot \Delta y_{cp} \cdot F, \quad (79)$$

$$M = K_x \cdot \Delta x_{cp} \cdot F, \quad (80)$$

где M – расход компонента, переходящего из одной фазы в другую, кмоль/с; K_y – коэффициент массопередачи при Δy , выраженной через мольные доли компонента в газовой фазе, кмоль/(м²·с); K_x – коэффициент массопередачи при Δx , выраженной через мольные доли компонента в жидкой фазе, кмоль/(м²·с); Δy_{cp} и Δx_{cp} – средние для всего процесса движущие силы (для массовых концентраций $\Delta \bar{Y}_{cp}$ и $\Delta \bar{X}_{cp}$ соответственно); F – поверхность массопередачи, м².



При определенных допущениях существуют следующие зависимости между коэффициентами массопередачи K_y , K_x и фазовыми коэффициентами массоотдачи β_y , β_x :

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (81)$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m \cdot \beta_y} + \frac{1}{\beta_x}}, \quad (82)$$

$$K_y = \frac{K_x}{m},$$

где m – тангенс угла наклона линии равновесия (из кинетических зависимостей).

Для установившихся процессов массоотдачи характерны *диффузионные критерии подобия*:

- диффузионный критерий Нуссельта:

$$Nu' = \frac{\beta \cdot l}{D}, \quad (83)$$

где l – характерный линейный размер, м, D – коэффициент молекулярной диффузии, м²/с;

- диффузионный критерий Пекле

$$Pe' = \frac{w \cdot l}{D}, \quad (84)$$

здесь w – скорость газа (жидкости), м/с;

- диффузионный критерий Прандтля

$$Pr' = \frac{\nu}{D}, \quad (85)$$

где ν – кинематическая вязкость, м²/с.

При моделировании процессов абсорбции большое значение имеет *уравнение материального баланса*, которое для простого абсорбера (рис. 8) принимает вид

$$M = G \cdot (\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) = L \cdot (\bar{X}_H - \bar{X}_B), \quad (86)$$

где M – расход поглощаемого компонента, кг/с; G и L – расходы инертного газа (нерастворяющегося в жидкости) и жидкого поглотителя, кг/с; \bar{Y}_H и \bar{Y}_B – концентрации поглощаемого компонента в газе в нижней и верхней части абсорбера соответственно, кг/кг инертного газа; \bar{X}_H и \bar{X}_B – концентрации поглощаемого компонента в жидкости в нижней и верхней частях абсорбера соответственно, кг/кг жидкого поглотителя.



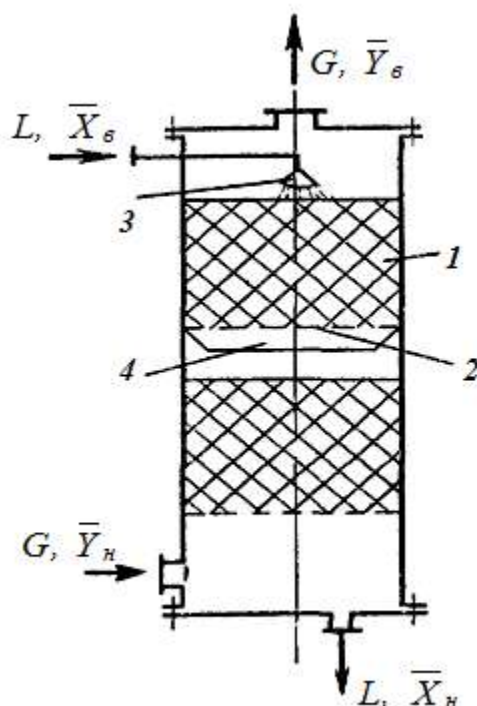


Рис. 8. Схема насадочного абсорбера:

1 – насадка, 2 – опорная решетка, 3 – распределитель жидкости,
4 – перераспределитель жидкости

Уравнение материального баланса при постоянных G и L характеризуется прямолинейной зависимостью

$$\bar{Y} = \bar{Y}_H + \frac{L}{G} \cdot (\bar{X} - \bar{X}_H) = \bar{Y}_B + \frac{L}{G} \cdot (\bar{X} - \bar{X}_B), \quad (87)$$

где \bar{Y} и \bar{X} – переменные по высоте колонны концентрации поглощаемого компонента в контактирующих неравновесных потоках газа и жидкости в данном сечении абсорбера.

Расход абсорбента (жидкого поглотителя) определяется по зависимости

$$L = \varphi \cdot L_{min}, \quad (88)$$

здесь φ – коэффициент избытка жидкого поглотителя, равный 1,1...1,3; L_{min} – теоретически минимальный расход поглотителя, кг/с.

Теоретически минимальный расход абсорбента может быть определен аналитическим путем

$$L_{min} = \frac{M}{\bar{X}_H^* - \bar{X}_H}, \quad (89)$$

где \bar{X}_H^* – наибольшая равновесная концентрация в нижней части абсорбера.

Степенью поглощения (извлечения) является следующая величина:

$$\epsilon_H = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_B}{\bar{Y}_H}. \quad (90)$$

Если в пределах от \bar{X}_B до \bar{X}_H линия равновесия прямолинейна, то средняя движущая сила при непрерывном контакте фаз составляет:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_H - \Delta \bar{Y}_B}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta \bar{Y}_H}{\Delta \bar{Y}_B}}. \quad (91)$$

Для данного уравнения концевые движущие силы процесса равны

• при $\bar{X} = \bar{X}_H$ для нижней части абсорбера:

$$\Delta \bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^*; \quad (92)$$

• при $\bar{X} = \bar{X}_B$ для верхней части абсорбера:

$$\Delta \bar{Y}_B = \bar{Y}_B - \bar{Y}_B^*. \quad (93)$$

В случае, когда равновесная линия принимает нелинейный вид, средняя движущая сила абсорбции будет

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_B}{\int_{\bar{Y}_B}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*}}. \quad (94)$$

Интеграл

$$\int_{\bar{Y}_B}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^*} = N_{oy} \quad (95)$$

является *числом единиц переноса*, которое характеризует изменение рабочей концентрации фазы, приходящее на единицу изменения движущей силы. Одна единица переноса соответствует участку абсорбера, для которого изменение концентрации одной из фаз равняется средней движущей силе на этом участке

• для концентраций газовой фазы

$$N_{ог} = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_B}{\Delta \bar{Y}_{cp}}. \quad (96)$$

• для концентраций жидкой фазы

$$N_{ож} = \frac{\bar{X}_B - \bar{X}_H}{\Delta \bar{X}_{cp}}. \quad (97)$$

Высота единицы переноса соответствует высоте аппарата, равной одной единице переноса, и обратнопропорциональна объемному коэффициенту массопередачи

$$h_{oy} = \frac{H}{N_{oy}} = \frac{H \cdot G}{K_y \cdot F} = \frac{G}{K_y \cdot a \cdot S'}, \quad (98)$$



где a – удельная поверхность контакта фаз (поверхность, отнесенная к единице рабочего объема абсорбера V), $\text{м}^2/\text{м}^3$, S – площадь поперечного сечения абсорбера, м^2 .

Теоретической ступенью называется участок аппарата, у которого действительная концентрация на «выходе» (определенном сечении аппарата) равна равновесной концентрации на «входе» $Y_2 = Y_1^*$. Существует несколько подходов к определению числа теоретических ступеней абсорбции: аналитический, графический, численные методы. Выразив рабочие и равновесные концентрации в виде соответствующих математических зависимостей, можно реализовать графический метод с помощью прикладных программ на компьютере. Указанные способы расчета теоретических ступеней являются неотъемлемой частью математической модели абсорберов, а также применяются самостоятельно при проектировании процессов и аппаратов массопередачи.

В общем случае диаметр абсорбера D можно определить, исходя из уравнения расхода:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot w_0}}, \quad (99)$$

где Q – объемный расход газовой фазы, скорость которой определяет площадь поперечного сечения абсорбера, $\text{м}^3/\text{с}$; w_0 – фиктивная (приведенная) скорость той же фазы к полному сечению абсорбера, $\text{м}/\text{с}$.

Пример 1.5. Составить математическую модель пенного (барботажного) газопромывателя круглого сечения для очистки от пыли технологического газа.

Заданы:

- расход газа V_1 , $\text{м}^3/\text{час}$, при температуре t_1 , $^\circ\text{C}$;
- запыленность газа на входе в аппарат c_1 , $\text{кг}/\text{м}^3$ (при нормальных условиях);
- степень очистки газа – E , доли ед.;
- интенсивность потока на сливе с решетки аппарата – i , $\text{м}^3/\text{м} \cdot \text{час}$;
- аппарат имеет решетку с крупными отверстиями диаметром – d_2 , м ;
- скорость движения газа в отверстиях решетки – w_2 , $\text{м}/\text{с}$.

Произвести расчет основных размеров газопромывателя.

Составление математического описания

Очистка промышленных газов от вредных примесей и пыли осуществляется в различных массообменных аппаратах: абсорберах, скрубберах, газопромывателях. Газопромыватели представляют собой более простой случай для изучения основ моделирования барботажных аппаратов.



1. Основным фактором, определяющим пенообразование и эффективность очистки в пенных аппаратах, является скорость газа в полном сечении аппарата. По экспериментальным данным струйный прорыв газа, разрушение пены и сильный брызгоунос происходят при скоростях в полном сечении свыше 2,7 м/с, что является верхним пределом допустимого значения расчетной скорости движения газа. Нижний предел скорости газа, при котором осуществимо стабильное пенообразование, составляет 1 м/с для обычных условий. Необходимо принять для дальнейших вычислений ориентировочную величину средней скорости газа в полном сечении w_1 из указанных диапазонов.

2. Площадь поперечного сечения пенного газопромывателя:

$$f_1 = \frac{V_1}{3600 \cdot w_1}, \text{ м}^2.$$

3. В круглом аппарате обеспечивается более равномерный поток газа. Диаметр аппарата может быть найден по формуле

$$d_1 = \sqrt{\frac{f_1}{0,785}}, \text{ м}.$$

4. Определение расхода подаваемой воды производится в данном случае исходя из гидродинамики процесса и материального баланса газоочистки. Расход воды в газопромывателе складывается из расхода воды, идущей в утечку, и расхода воды, идущей на слив решетки. Испарением воды можно пренебречь ввиду невысоких температур очищаемого газа. При установленной степени газоочистки концентрация пыли в газе на выходе из аппарата вычисляется следующим образом:

$$c_2 = c_1 \cdot (1 - E), \text{ кг/м}^3.$$

5. Количество улавливаемой пыли составляет:

$$G_1 = V_1 \cdot (c_1 - c_2), \text{ кг/час}.$$

6. Количество воды, протекающей через отверстия решетки, зависит от массы уловленной пыли, заданного состава суспензии. Состав суспензии выражается соотношением Т : Ж, которое находится обычно в пределах 1 : 5...1 : 10. Примем для расчета величину Т : Ж = 1 : 7 и выразим концентрацию жидкой фазы суспензии:

$$c_3 = \frac{1}{7} = 0,143 \text{ кг/кг}.$$

7. Утечка представляет собой объем воды, необходимый для образования суспензии с установленным ранее соотношением Т : Ж

$$L_1 = \frac{0,7 \cdot G_1}{1000 \cdot c_3} \cdot 1,5, \text{ м}^3/\text{час}.$$



8. Количество сливной воды в аппарате при условии, что слив производится по всей длине окружности решетки, составит

$$L_2 = i \cdot 3,14 \cdot d_1, \text{ м}^3/\text{час.}$$

9. Общий расход воды

$$L_3 = L_1 + \frac{L_2 \text{ м}^3}{\text{час.}}$$

10. Удельный расход воды

$$L_4 = \frac{L_3}{V_1}, \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3} \text{газа.}$$

11. Для рациональной утечки воды должно соблюдаться условие

$$L_3 > 2 \cdot L_1.$$

12. Принимаем к дальнейшему расчету оптимальное значение L_3 , удовлетворяющее данному условию. Если условие не выполняется, следует принять другое значение разбавления $T : Ж$ из указанного выше диапазона.

13. Отношение площади свободного сечения решетки f_2 к площади полного сечения аппарата f_1 составляет

$$A = \frac{w_1}{w_1 \cdot 0,95}.$$

14. Шаг отверстий решетки при разбивке их по шестиугольнику составляет

$$t = \sqrt{\frac{1,57 \cdot d_2^2}{1,73 \cdot A}}, \text{ м.}$$

15. Коэффициент скорости пылеулавливания

$$K = \frac{2 \cdot E \cdot w_1}{2 - E}, \text{ м/с.}$$

16. Высота слоя пены может быть приближенно определена по эмпирической формуле

$$h_1 = K - 1,95 \cdot w_1 + 0,09, \text{ м.}$$

17. Высота исходного слоя воды на решетке

$$h_2 = \left(\frac{h_1}{0,806 \cdot w_1^{0,5}} \right)^{\frac{1}{0,6}}, \text{ м.}$$

18. Высота порога слива воды составляет

$$h_3 = 2,5 \cdot h_2 - 7,5 \cdot \sqrt[3]{i^2}, \text{ мм.}$$



Пример 1.6. Составить математическую модель насадочного абсорбера, предназначенного для улавливания углекислого газа CO_2 водой из воздуха.

Заданы:

- производительность абсорбера по газу в нормальных условиях – V_0 , н.м³/с;
- давление газа на входе в абсорбер составляет P , Па;
- концентрация CO_2 в воздухе на входе в абсорбер y_1 , кг/м³;
- концентрация CO_2 в воздухе на выходе из абсорбера y_2 , кг/м³;
- концентрация CO_2 в воде, подаваемой в абсорбер, x_1 , доли ед. масс.;
- средняя температура потоков в абсорбере равна t , °С;
- усредненная молярная плотность воздуха $\tilde{\rho}_B$, кмоль/м³;
- молярная плотность углекислого газа $\tilde{\rho}_{\text{CO}_2}$, кмоль/м³;
- молярная доля углекислого газа в смеси y_{CO_2} , доли ед.;
- молярные массы компонентов газовой смеси M_B (воздуха), M_{CO_2} (углекислого газа), кг/кмоль;
- плотность воды ρ_x , кг/м³, динамическая вязкость воды μ_x , Па·с, поверхностное натяжение воды σ_x , Н/м, динамическая вязкость газовой смеси μ_y , Па·с, при средней температуре потоков в абсорбере t ;
- вязкость воды μ_0 , Па·с, при температуре 20 °С;
- коэффициент избытка абсорбента φ (рекомендовано принять 1,3);
- тип насадки абсорбера: неупорядоченные керамические кольца Рашига (уложенные внавал);
- характеристики насадки (см. прил. Т): диаметр элемента d , м, толщина элемента δ , м, удельная поверхность a , м²/м³, свободный объем (порозность) ε , м³/м³, эквивалентный диаметр d_e , м, насыпная плотность ρ_1 , кг/м³, эффективная линейная плотность орошения q_0 (рекомендовано принять 0,000033 м²/с), коэффициенты b_1 , p_1 , q_1 , зависящие от типа насадки;
- параметр b_1 , учитывающий ассоциацию молекул (рекомендовано принять 1).

Составление математического описания

Алгоритм составления модели насадочного абсорбера начинается с ввода исходных данных, физико-химических свойств потоков, а также пересчета концентраций абсорбента, абсорбата и абсорбтива в относительные массовые доли распределяемого компонента.

1. Молярный объем CO_2 при нормальных условиях вычисляется по формуле

$$v_1 = \frac{1}{\tilde{\rho}_{\text{CO}_2}}, \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$



2. Мольный объем воздуха составляет:

$$v_2 = \frac{1}{\tilde{\rho}_B}, \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

3. Плотность газовой смеси при нормальных условиях можно определить согласно правилу аддитивности

$$\rho_{0y} = \tilde{\rho}_B \cdot (1 - y_{CO_2}) \cdot M_B + \tilde{\rho}_{CO_2} \cdot y_{CO_2} \cdot M_{CO_2}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

4. Плотность газовой смеси при средней температуре потоков t ($^{\circ}\text{C}$) в абсорбере и заданном давлении

$$\rho_y = \rho_{0y} \cdot \frac{273}{273 + t} \cdot \frac{P}{101325}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

5. Затем следует выразить концентрации распределяемого компонента (углекислого газа) в выбранной размерности:

▪ начальная концентрация в газовой смеси

$$Y_H = \frac{y_1}{\rho_{0y} - y_1}, \text{ кг } \frac{\text{CO}_2}{\text{кг воздуха}};$$

▪ конечная концентрация в газовой смеси

$$Y_K = \frac{y_2}{\rho_{0y} - y_2}, \text{ кг } \text{CO}_2 / \text{ кг воздуха};$$

▪ начальная концентрация в воде

$$X_H = \frac{x_1}{100 - x_1}, \text{ кг } \text{CO}_2 / \text{ кг воды}.$$

6. Для вычисления величины коэффициента распределения (фазового равновесия) m_p (кг воды / кг газовой смеси), представляющего собой тангенс угла наклона линии равновесия в системе «углекислый газ воздуха – вода», существует ряд методик. Так как равновесие углекислого газа и воды многократно изучено, то в данном примере моделирование равновесия в абсорбере можно составить на основе опытных данных, согласно которым константа фазового распределения вычисляется по следующей системе эмпирических уравнений:

$$\bar{p}_{CO_2} = Y_H \cdot P, \text{ Па};$$

$$a_{30} = 0,0006 \cdot t^2 - 0,0585 \cdot t + 1,84;$$

$$b_{30} = 0,0002 \cdot t^2 - 0,0128 \cdot t + 0,265;$$

$$m_p = \frac{124,5}{a_{30} - b_{30} \cdot \bar{p}_{CO_2} \cdot 10^{-6}}.$$

7. Концентрация CO_2 в воде, равновесная с газом начального состава, составляет



$$X_H^* = \frac{Y_H}{m_p}, \text{ кг CO}_2 / \text{ кг воды.}$$

8. Концентрация CO₂ в газовой смеси, равновесная с водой на входе в абсорбер:

$$Y_H^* = X_H \cdot m_p, \text{ кг CO}_2 / \text{ кг воздуха.}$$

9. Конечная концентрация CO₂ в воде обуславливает ее расход, размеры абсорбера, часть эксплуатационных затрат (на перекачивание жидкости и ее очистку). Исходя из оптимального расхода абсорбента, согласно уравнению (87), конечная концентрация распределяемого компонента будет:

$$X_K = \frac{X_H^* + 0,5 \cdot x_1}{\varphi}, \text{ кг CO}_2 / \text{ кг воды.}$$

10. Концентрация CO₂ в газовой смеси, равновесная с водой на выходе из абсорбера:

$$Y_K^* = X_K \cdot m_p, \text{ кг CO}_2 / \text{ кг воздуха.}$$

11. Расход инертной части газовой смеси составляет

$$G = \frac{V_0 \cdot (1 - y_{CO_2})}{\rho_{O_2} - y_1}, \text{ кг/с.}$$

12. Расход абсорбата, являющийся производительностью абсорбера по поглощаемому компоненту:

$$M = G \cdot (Y_H - Y_K), \text{ кг/с.}$$

13. Расход воды (абсорбента):

$$L_1 = \frac{M}{X_K - X_H}, \text{ кг/с.}$$

14. Удельный расход абсорбента:

$$L_2 = \frac{L_1}{G}, \text{ кг/кг.}$$

15. Движущая сила массопередачи на входе потоков в абсорбер (согласно модели идеального вытеснения) определяется следующим образом:

$$\Delta Y_1 = Y_H - Y_K^*, \text{ кг CO}_2 / \text{ кг воздуха.}$$

16. Движущая сила массопередачи на выходе потоков из абсорбера:

$$\Delta Y_2 = Y_K - Y_H^*, \text{ кг CO}_2 / \text{ кг воздуха.}$$

17. Если справедливо неравенство $\Delta Y_1 > \Delta Y_2$, то средняя движущая сила (средняя разность концентраций) будет

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \left(\frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} \right)}, \text{ кг CO}_2 / \text{ кг воздуха.}$$



18. Предельную скорость газа, выше которой происходит явление захлебывания насадочных абсорберов, можно определить следующим образом:

$$B = -0,073 - 1,75 \cdot \left(\frac{L_1}{G}\right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{1,25},$$

$$w_1 = \sqrt{\frac{9,81 \cdot \varepsilon \cdot 10^B}{a \cdot \frac{\rho_y}{\rho_x} \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_0}\right)^{0,16}}}, \text{ м/с.}$$

19. Примем рабочую скорость газа в абсорбере на 40 % ниже предельной $w_2 = 0,6 \cdot w_1$, м/с.

20. Диаметр абсорбера определяется из уравнения расхода

$$D_1 = \sqrt{\frac{4 - V_0 \cdot \frac{t + 273}{273} \cdot \frac{101325}{P}}{3,14 \cdot w_2}}, \text{ м.}$$

21. Принимаем по каталогам и вводим в алгоритм стандартный диаметр колонны D_2 , м. При этом действительная скорость газа в абсорбере составит

$$w_3 = w_2 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2, \text{ м/с.}$$

22. Плотность орошения

$$U = \frac{L_1}{\rho_x \cdot 0,785 \cdot D_2^2}, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

23. При недостаточной плотности орошения и нерациональной организации подачи жидкости поверхность насадки может быть смочена не полностью. Существует определенная минимальная эффективная плотность орошения U_{min} , выше которой вся поверхность насадки считается смоченной

$$U_{min} = a \cdot q_0, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

24. Коэффициент смачиваемости Ψ для выбранного типа насадки рассчитывается по последовательности уравнений:

$$m_1 = 0,133 \cdot d^{-0,5},$$

$$\Psi_1 = 0,122 \cdot (U \cdot \rho_x)^{0,333} \cdot d^{-0,5} \cdot \sigma_x^{-m}.$$

25. Доля активной поверхности насадки

$$\Psi_2 = \frac{3600 \cdot U}{a \cdot (p_1 + 3600 \cdot q_1 \cdot U)}.$$



26. Средний коэффициент диффузии углекислого газа в газовой фазе определяется по выражению

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot (t + 273)^{1,5}}{P \cdot (v_1^{0,333} + v_2^{0,333})} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_{CO_2}} + \frac{1}{M_B}}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

27. Средний коэффициент диффузии углекислого газа в воде может быть достаточно точно вычислен по уравнению

$$D_x = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (b_1 \cdot M_{H_2O})^{0,5} \cdot (t + 273)}{\mu_x \cdot v_1^{0,6} \cdot 10^6}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

28. Критерий Рейнольдса газовой фазы в насадке:

$$Re_y = \frac{w_3 \cdot d_e \cdot \rho_y}{\varepsilon \cdot \mu_y}.$$

29. Диффузионный критерий Прандтля газовой фазы:

$$Pr_y = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y}.$$

30. Для абсорбера с неупорядоченной насадкой коэффициент массоотдачи β_y в газовой фазе можно найти из уравнения

$$\beta_y = 0,407 \cdot \left(\frac{D_y}{d_e}\right) \cdot Re_y^{0,665} \cdot Pr_y^{0,33} \cdot (\rho_y - 0,5 \cdot (y_1 + y_2)), \frac{\text{кг}}{(\text{м}^2 \cdot \text{с})}.$$

31. Приведенная толщина стекающей пленки жидкости в абсорбере:

$$\delta_1 = \left(\frac{\mu_x^2}{9,81 \cdot \rho_x^2}\right)^{0,333}, \text{ м}.$$

32. Модифицированный критерий Рейнольдса стекающей по насадке пленки жидкости:

$$Re_x = \frac{4 \cdot U \cdot \rho_x}{a \cdot \mu_x}.$$

33. Диффузионный критерий Прандтля жидкости:

$$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x}.$$

34. Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе определяется из обобщающего уравнения

$$\beta_x = 0,0021 \cdot (D_x \setminus \delta_1) \cdot Re_x^{0,75} \cdot Pr_x^{0,5} \cdot (\rho_x - 0,5 \cdot (x_2 - x_1)), \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

35. Коэффициент массопередачи по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений (22) находим как



$$K = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m_p}{\beta_x}}, \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

36. Поверхность массопередачи в данном примере:

$$F = \frac{M}{K \cdot \Delta Y_{cp}}, \text{ м}^2.$$

37. Высота насадки (рабочая высота абсорбера), которая может обеспечить такую поверхность с учетом доли активной поверхности:

$$H = \frac{F}{0,785 \cdot a \cdot D_2^2 \cdot \Psi_2}, \text{ м}.$$

38. Действительная скорость газа в сечении насадки

$$w_4 = \frac{w_3}{\varepsilon}, \text{ м/с}.$$

39. Для оптимального выбора аппарата необходимо определить его гидравлическое сопротивление, которое обуславливает энергетические затраты. Гидравлическое сопротивление насадочного абсорбера зависит от сопротивления сухой и орошаемой насадки, режима движения газовой фазы и коэффициента трения. Для нерегулярных насадок (в том числе и колец Рашига, уложенных внавал) коэффициент трения определяется по формуле

$$\lambda = \frac{133}{Re_y} + 2,34.$$

40. Гидравлическое сопротивление сухой насадки:

$$\Delta P_1 = \lambda \cdot \frac{H}{d_e} \cdot \frac{w_4^2}{2} \cdot \rho_y, \text{ Па}.$$

41. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки:

$$\Delta P_2 = \Delta P_1 \cdot 10^{b_{11} \cdot U}, \text{ Па}.$$

Основными выходными данными алгоритма (результатами расчета) являются: диаметр абсорбера D_2 , м; высота абсорбера H , м; плотность орошения U , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; фазовые коэффициенты массоотдачи β_x и β_y , $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; коэффициент массопередачи K , $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; поверхность массообмена F , м^2 ; гидравлическое сопротивление ΔP_2 , Па.

1.6. Ректификация жидких смесей

Для разделения гомогенных (однородных) жидких смесей, которые невозможно разделить с помощью гидродинамических процессов, используется *перегонка*. Ректификация – это разновидность перегонки жидкостей, по существу представляет собой частичное испарение разделяемой смеси



(и последующую конденсацию образующихся паров), совершаемое однократно или многократно. Разделение перегонкой основано на различной летучести компонентов при одинаковой температуре путем двустороннего тепло- и массообмена между неравновесными жидкой и паровой фазой.

Ректификация – один из важнейших технологических процессов гидролизной и нефтеперерабатывающей промышленности. Для ректификации бинарных и многокомпонентных смесей применяются аппараты колонного типа – насадочные и барботажные *ректификационные колонны* – по своему устройству аналогичные абсорберам аналогичного типа.

Ректификация осуществляется обычно при многократном или непрерывном контакте фаз (рис. 9).

При каждом контакте из жидкости выделяются пары, обогащенные низкокипящим (легколетучим) компонентом. Из паровой фазы конденсируется высококипящий (труднолетучий) компонент, переходящий в жидкость, именуемую в данном случае *кубовым остатком*. Пары, представляющие собой выделенный низкокипящий компонент, после конденсации в отдельном аппарате дают *дистиллят* и флегму.

Флегма – это жидкость, которая возвращается для орошения колонны и взаимодействия с поднимающимися по колонне парами для получения нисходящего потока жидкой фазы. Часть кубового остатка внизу колонны испаряют с целью получения восходящего потока пара.

В данном математическом описании процесса непрерывной ректификации приведены только основные зависимости, характеризующие кинетику и термодинамику процесса массообмена. Моделирование аппаратов представлено в примерах, где присутствуют формулы, справедливые для работы конкретного аппарата.

В целом, ректификация гомогенной бинарной смеси обусловлена различиями состава пара, образующегося над жидкой смесью, и состава жидкой смеси в условиях равновесного состояния системы. Например, для бинарной смеси, состоящей из низкокипящего (НК) и высококипящего компонента (ВК), равновесная концентрация компонента в паре:

$$y^* = \frac{\alpha \cdot x}{1 + (\alpha - 1) \cdot x}, \quad (100)$$

где α – относительная летучесть, равная отношению давлений пара над чистыми компонентами при одной и той же температуре:

$$\alpha = P_{\text{НК}}/P_{\text{ВК}}.$$

Уравнения материального баланса ректификационной колонны непрерывного действия составляются следующим образом:

$$\begin{aligned} G_F &= G_D + G_W, \\ G_F \cdot x_F &= G_D \cdot x_D + G_W \cdot x_W, \end{aligned} \quad (101)$$



где G_F , G_D , G_W – массовые (мольные) расходы исходного питания, дистиллята и кубового остатка, кг/с (моль/с); x_F , x_D , x_W – содержание низкокипящего компонента в исходном питании, дистилляте и кубовом остатке, массовые (мольные доли).

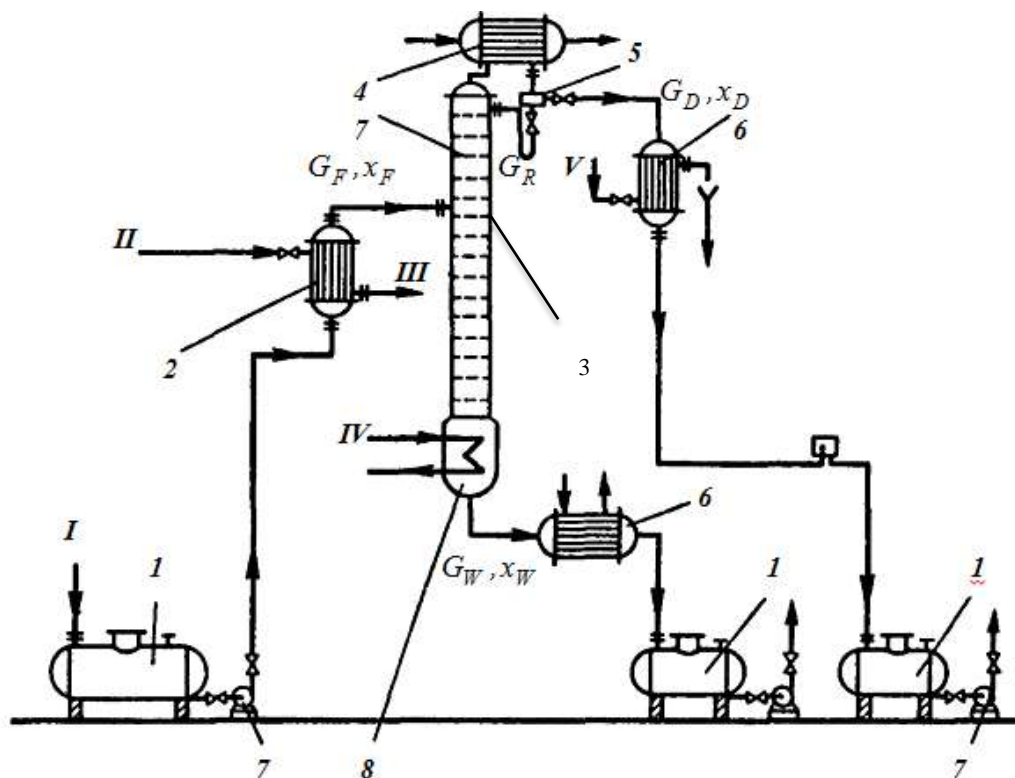


Рис. 9. Ректификационная установка непрерывного действия:

1 – сборники, 2 – подогреватель, 3 – ректификационная колонна, 4 – дефлегматор, 5 – разделительный сосуд, 6 – холодильник, 7 – насосы, 8 – кипятильник. Потoki: I – исходная смесь, II – водяной пар, III – конденсат, IV – греющий пар, V – вода

Относительный мольный расход исходного питания может быть выражен следующим образом:

$$F = \frac{G_F}{G_D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}, \text{ кмоль/кмоль.} \quad (102)$$

Относительный мольный расход кубового остатка

$$W = \frac{G_W}{G_D} = \frac{x_D - x_F}{x_F - x_W}, \text{ кмоль/кмоль.} \quad (103)$$

Относительный мольный расход дистиллята из уравнения материального баланса (101)

$$D = \frac{F \cdot x_F - W \cdot x_W}{x_D}. \quad (104)$$

Уравнения рабочих линий ректификации описываются следующими зависимостями:

- для верхней (укрепляющей) части ректификационной колонны

$$y = \frac{R}{R+1} \cdot x + \frac{x_D}{R+1}; \quad (105)$$

- для нижней (исчерпывающей) части ректификационной колонны

$$y = \frac{R+F}{R+1} \cdot x - \frac{F-1}{R+1} \cdot x_W, \quad (106)$$

где y – неравновесная концентрация (мольная доля) НК в паре, входящем снизу на тарелку, x – неравновесная концентрация (мольная доля) НК в жидкости, стекающей с этой тарелки.

При непрерывной ректификации *флегмовое число* представляет собой отношение количества флегмы (массового расхода) G_R к количеству дистиллята:

$$R = \frac{G_R}{G_D}. \quad (107)$$

Минимальное флегмовое число R_{min} в случае, когда кривая равновесия не имеет точек перегиба или впадин, определяется как

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \quad (108)$$

где y_F^* – мольная доля НК в паре, равновесном с жидкостью исходного питания.

Действительное (рабочее) флегмовое число:

$$R = \beta \cdot R_{min}, \quad (109)$$

здесь β – коэффициент избытка флегмы ($\beta > 1$).

В конечном итоге флегмовое число R определяет размеры аппарата (высоту колонны, число тарелок), расходы греющего пара в кипятильнике и охлаждающей воды в дефлегматоре. Так, одним из методов определения *оптимального флегмового числа* $R_{опт}$ является поиск оптимума капитальных и эксплуатационных затрат процесса ректификации.

Расход греющего пара на проведение процесса непрерывной ректификации является следствием уравнения теплового баланса колонны:

$$G_{гр} = \frac{D \cdot (R+1) \cdot (r_D + c_D \cdot t'_{конд}) + W \cdot c_W \cdot t_{кип} - F \cdot c_F \cdot t_F - P \cdot R \cdot c_D \cdot t_\phi + Q_n}{r_{гр}},$$

где r_D – скрытая теплота фазового превращения (парообразования) смеси паров, уходящих из колонны, Дж/кг; $r_{гр}$ – скрытая теплота парообразования греющего пара, Дж/кг; c_D , c_W , c_F – средние теплоемкости дистиллята, кубового остатка, исходного питания, Дж/(кг·К); $t'_{конд}$ – температура конденсации паров, уходящих из колонны, °С; $t_{кип}$ – температура кипения исходной смеси в кубе-испарителе, °С; t_ϕ – температура флегмы, °С; Q_n – тепловые потери колонны в окружающую среду, Вт.



Диаметр тарельчатой ректификационной колонны:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (110)$$

где V – расход проходящего по колонне пара, $\text{м}^3/\text{с}$; w – приведенная скорость пара, отнесенная к полному поперечному сечению колонны, $\text{м}/\text{с}$.

Рекомендуемая скорость пара в колонне определяется по уравнению

$$w_{\text{оц}} = C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}, \quad (111)$$

здесь C – коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстояния между ними, рабочего давления в колонне и нагрузки колонны по жидкости; $\rho_{\text{ж}}$ и $\rho_{\text{п}}$ – плотности жидкости и пара соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Высоту тарельчатой ректификационной колонны (расстояние между верхней и нижней тарелками) определяют по формуле

$$H_T = (n - 1) \cdot h, \quad (112)$$

где n – число тарелок в колонне, h – расстояние между тарелками, м .

Определение *требуемого числа тарелок n* при моделировании процесса ректификации осуществляется путем расчета кинетических закономерностей массообмена (уравнение массопередачи, зависимости для чисел единиц переноса) в прикладных компьютерных программах, например, с помощью программного обеспечения MathCAD, ChemCAD. Особенности составления программ для массообменных процессов не охвачены в данном пособии ввиду их специфики, сложности и прикладного характера. Они подробно рассмотрены в специальной литературе.

Одним из наиболее распространенных методов определения числа теоретических ступеней процесса ректификации является метод расчета «от тарелки к тарелке», применяемый как в случае бинарных, так и в случае многокомпонентных систем. Вместе с тем в расчетах также широко используется допущение о постоянстве мольного расхода фаз в колонне. Более подробно потарелочный метод расчета теоретических ступеней ректификации рассматривается в **примере 1.7**.

Коэффициент полезного действия (коэффициент обогащения) отдельной тарелки выражается формулой

$$\eta_0 = \frac{y_2 - y_1}{y_1^* - y_1}, \quad (113)$$

где y_1 – мольная доля НК в паре, поступающем снизу на тарелку; y_2 – мольная доля НК в паре, уходящем с тарелки; y_1^* – мольная доля НК в паре, равновесном с жидкостью, стекающей с тарелки.



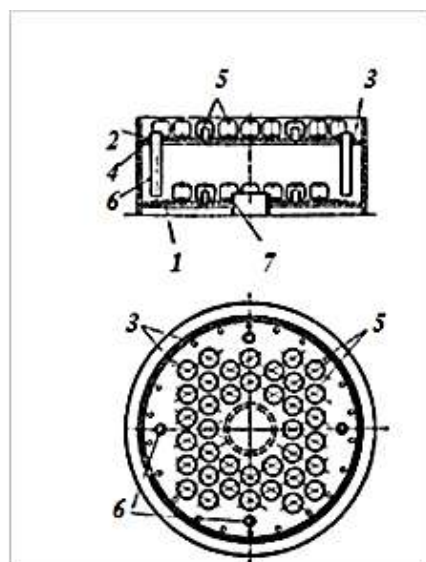


Рис. 10. Колпачковая тарелка с радиальным переливом:

1 — диск, 2 — прокладка, 3 — болты, 4 — опорное кольцо, 5 — колпачки, 6 — периферийные переливные трубки, 7 — центральная сливная трубка

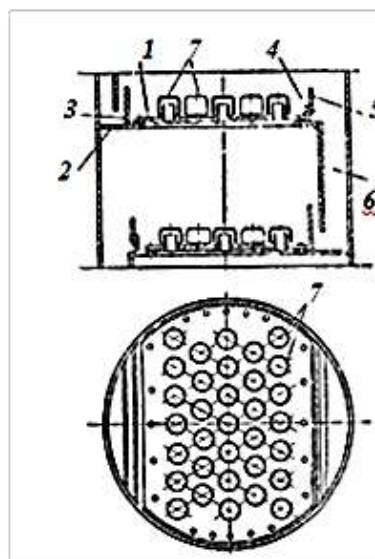


Рис. 11. Колпачковая тарелка с диаметрально переливом:

1 — диск, 2 — опорный лист, 3 — приемный порог, 4 — сливной порог, 5 — сменная гребенка, 6 — перегородка, 7 — колпачки

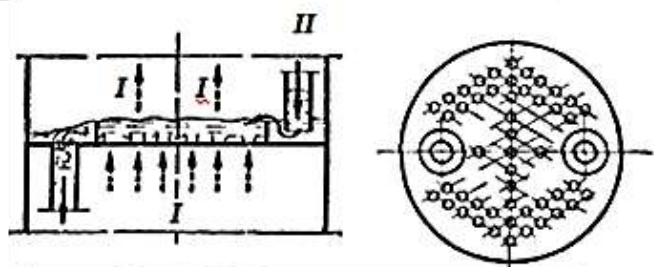


Рис. 12. Ситчатая тарелка:

I — газ, II — жидкость

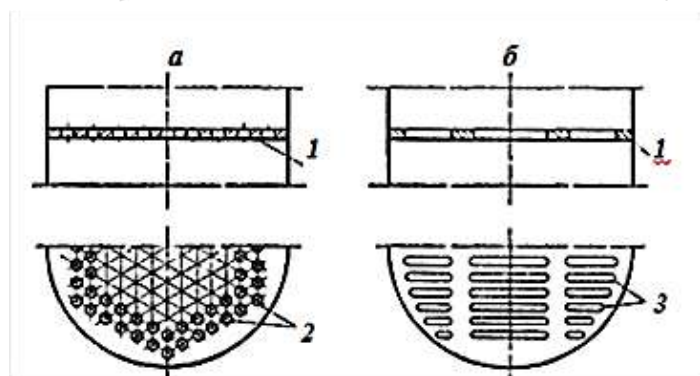


Рис. 14. Провальные тарелки:

а — дырчатая, б — решетчатая, 1 — тарелка, 2 — отверстия, 3 — щели

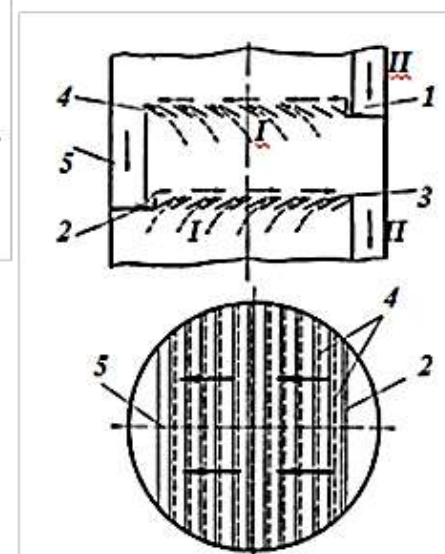


Рис. 13. Пластиновая тарелка:

1 — гидравлический затвор, 2 — переливная перегородка, 3 — тарелка, 4 — пластины, 5 — сливной карман. Потоки: I — газ, II — жидкость

Гидравлический расчет ректификационных тарелок имеет ряд своих особенностей, индивидуальных для различных конструкций тарелок, которые принимаются к установке (рис. 10–14), – барботажных (колпачковых, ситчатых, пластинчатых, клапанных) и провальных (решетчатых, дырчатых). Целью его является определение гидродинамических параметров движения потоков в колонне (минимально и максимально допустимые скорости паров, плотность орошения, межтарельчатый брызгоунос), эффективности тарелок, гидравлического сопротивления и высоты колонны, которые в конечном счете обуславливают капиталовложения и эксплуатационные затраты рассматриваемого процесса (*примеры 1.7–1.11*). При этом используются зависимости, аналогичные математическим выражениям для гидравлического расчета тарелок абсорбционных колонн.

Пример 1.7. Разработать математическую модель и блок-схему расчета оптимального варианта ректификационной колонной установки для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол». Определить число теоретических ступеней ректификации, расходы и физические свойства потоков в колонне.

Заданы технологические условия и допущения:

- производительность F_1 , кг/час, которую должна обеспечить колонна, по исходной смеси;
- колебания нагрузки от F_{min} , кг/час, до F_{max} , кг/час;
- мольная доля низкокипящего компонента в исходной смеси x_F , доли ед., в дистилляте x_D , доли ед., в кубовом остатке x_W , доли ед.;
- колонна предназначена для работы под атмосферным давлением;
- исходная смесь поступает в виде жидкости, нагретой до температуры кипения;
- мольные расходы потоков в колонне постоянны, куб-испаритель и холодильник дистиллята не обладают разделяющим действием.

Составление математического описания

Для моделирования ректификационной установки и компьютерного расчета материального баланса процесса широкое распространение получил метод определения числа теоретических ступеней разделения «от тарелки к тарелке».

1. Составление математического описания равновесной линии процесса в рассматриваемом примере основано на модели Вильсона с использованием уравнения Антуана. Низкокипящим компонентом бинарной смеси в данном случае является изопропанол. На первом этапе создания модели следует ввести в алгоритм:

- температуру кипения НК $T_{кип1}$, К; коэффициенты уравнения Антуана для НК A_1, B_1, C_1 ;



- температуру кипения пропанола $T_{\text{кип}_2}$, К; коэффициенты уравнения Антуана для пропанола A_2, B_2, C_2 (см. прил. Р);

- параметры бинарного взаимодействия смеси «пропанол – изопропанол» $\lambda_{12}, \lambda_{21}$ (см. прил. С).

2. Температура верхней (укрепляющей) части колонны принимается равной нормальной температуре кипения НК, температура нижней (исчерпывающей) части колонны принимается равной нормальной температуре кипения ВК. С учетом этого внесем в алгоритм следующие величины:

- молярная масса M_1 , кг/кмоль, плотность ρ_1 , кг/м³, вязкость μ_1 , Па·с, поверхностное натяжение σ_1 , Н/м чистого низкокипящего компонента при температуре кипения;

- плотность ρ_3 , кг/м³, вязкость μ_3 , Па·с, низкокипящего компонента при 20 °С;

- поверхностное натяжение воды при 20 °С σ_0 , Н/м;

- физические свойства чистого высококипящего компонента при температуре кипения: M_2 , кг/кмоль, ρ_2 , кг/м³, μ_2 , Па·с, σ_2 , Н/м;

- плотность ρ_4 , кг/м³, вязкость μ_4 , Па·с, высококипящего компонента при 20 °С.

3. Молярная масса исходной смеси вычисляется по правилу аддитивности

$$M_F = M_1 \cdot x_F + M_2 \cdot (1 - x_F), \text{ кг/кмоль.}$$

4. Пересчет расхода исходной смеси из массового часового в секундный мольный

$$F_3 = \frac{F_1}{3600 \cdot M_F}, \text{ кмоль/с.}$$

5. Материальный баланс по низкокипящему компоненту выражается уравнением (104), согласно которому расход дистиллята:

$$G_D = \frac{F_3 \cdot (x_F - x_W)}{x_D - x_W}, \text{ кмоль/с.}$$

6. При этом расход кубового остатка будет

$$G_W = F_3 - G_D, \text{ кмоль/с.}$$

7. Среднюю температуру кипения исходной смеси для вычисления относительной летучести низкокипящего компонента примем:

$$T_{\text{кип}_\text{ср}} = \frac{T_{\text{кип}_1} + T_{\text{кип}_2}}{2}, \text{ К.}$$

8. Давление паров изопропанола определяется по уравнению Антуана:

$$\ln P_1 = A_1 - \frac{B_1}{T_{\text{кип}_1} + C_1}, \text{ мм рт. ст.}$$

9. Аналогично рассчитывается давление паров пропанола:



$$\ln P_2 = A_2 - \frac{B_2}{T_{\text{кип}_2} + C_2}, \text{ мм рт. ст.}$$

10. Равновесная концентрация пара в исходной смеси y_F^* определяется по уравнению равновесной линии. При этом первым действием является вычисление коэффициентов активности компонентов согласно модели Вильсона:

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \lambda_{12} \cdot x_2) + x_2 \cdot \left(\frac{\lambda_{12}}{x_1 + \lambda_{12} \cdot x_2} - \frac{\lambda_{21}}{x_1 + \lambda_{21} \cdot x_2} \right),$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \lambda_{21} \cdot x_1) + x_1 \cdot \left(\frac{\lambda_{12}}{x_1 + \lambda_{12} \cdot x_2} - \frac{\lambda_{21}}{x_1 + \lambda_{21} \cdot x_2} \right),$$

где в данном случае вместо x_1 подставляется x_F , при этом $x_2 = 1 - x_F$.

11. Общая формула для вычисления относительной летучести низкокипящего компонента

$$\alpha_i = \frac{\exp(\ln P_1) \cdot \exp(\ln \gamma_1)}{\exp(\ln P_2) \cdot \exp(\ln \gamma_2)}.$$

12. Вычисление концентрации пара, находящегося в равновесии с жидкостью в исходной смеси, производится по уравнению равновесной линии:

$$y_F^* = \frac{\alpha_i \cdot x_F}{1 + (\alpha_i - 1) \cdot x_F}.$$

13. При этом минимальное флегмовое число составляет:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}.$$

14. Важным этапом при проектировании и моделировании ректификационных установок является выбор коэффициента избытка флегмы β и определение оптимального флегмового числа по формуле (109). Об истинном значении $R_{\text{опт}}$ можно судить только после полного технико-экономического обоснования проектируемой установки. В данном примере (аналогично **примеру 1.6**) основой выбора является практический опыт работы колонн подобного типа, для которых $\beta = 1,2 \dots 2$, поэтому в качестве первого приближения можно принять $R = 1,2 \cdot R_{\min}$.

15. В потарелочном методе определения числа теоретических ступеней, необходимых для ректификации заданной смеси, расчет ведется с низа колонны. Жидкость, стекающая с нижней тарелки колонны, принимается равной по составу кубовому остатку, поэтому $x_1 = x_w$. Равновесная концентрация пара y_w^* на нижней первой тарелке определяется аналогично равновесной концентрации y_F^* , при этом в уравнениях коэффициентов активности и равновесной линии вместо x_F принимается x_w и $x_2 = 1 - x_1 = 1 - x_w$. В соответствии с понятием теоретической ступени концентрация



y_W^* приравнивается рабочей концентрации пара на выходе из нижней тарелки $y_W^* = y_1$:

$$y_1 = \frac{\alpha_i \cdot x_1}{1 + (\alpha_i - 1) \cdot x_1}.$$

16. По уравнению рабочей линии для нижней части колонны (106) вычисляется рабочая концентрация жидкости на выходе из нижней тарелки, которая приравнивается рабочей концентрации жидкости на входе в следующую тарелку:

$$x_2 = \frac{(F_3 - 1) \cdot x_W + y_1 \cdot (R + 1)}{R + F_3}.$$

17. По концентрации x_2 находим равновесный состав пара, приравняемый к y_2 :

$$y_2 = \frac{\alpha_i \cdot x_2}{1 + (\alpha_i - 1) \cdot x_2}.$$

18. Далее в зависимости от y_2 определяется концентрация жидкости x_3 по уравнению рабочей линии, и т. д. Два предыдущих уравнения представляют собой тело циклического алгоритма, создание которого позволяет достаточно точно и быстро определить состав пара и жидкости в каждой ступени. Порядковый номер элемента циклического вычисления соответствует числу теоретических тарелок ректификации.

19. Если на i -м этапе циклического вычисления величина $y_i \geq y_F^*$ и $x_i \geq x_F$, то рассчитанная тарелка является тарелкой питания колонны (поддачи исходной смеси). Начиная с этой ступени, концентрация жидкости для следующей тарелки x_{i+1} вычисляется по уравнению рабочей линии для верхней части колонны

$$x_{i+1} = \frac{y_i \cdot (R + 1) - x_D}{R},$$

$$y_{i+1} = \frac{\alpha_i \cdot x_{i+1}}{1 + (\alpha_i - 1) \cdot x_{i+1}}.$$

20. Если выполняются условия

$$x_{i+1} \geq x_D, \quad y_{i+1} \geq y_D^*, \quad \text{где } y_D^* = \frac{\alpha_i \cdot x_D}{1 + (\alpha_i - 1) \cdot x_D},$$

то расчет прекращается, и количество циклических вычислений ступеней N_i принимается равным числу теоретических тарелок ректификации $N_i = n_{ts}$.

Таким же образом определяется количество ступеней до и после выполнения условия $x_i \geq x_F$, (число теоретических тарелок в нижней $n_{ts}(2)$ и верхней $n_{ts}(1)$ частях колонны соответственно).

21. При этом коэффициент распределения низкокипящего компонента определяется как



$$m_i = \frac{1}{\alpha_i \cdot x_1}.$$

Средние мольные потоки и их физико-химические свойства следует определить отдельно для верхней [индекс (1) и нижней (индекс (2))] частей колонны.

22. Средние мольные доли низкокипящего компонента в жидкой фазе:

▪ для верхней части колонны

$$x_{cp}(1) = \frac{x_D + x_F}{2}, \text{ кмоль/кмоль смеси};$$

▪ для нижней части колонны

$$x_{cp}(2) = \frac{x_F + x_W}{2}, \text{ кмоль/кмоль смеси.}$$

23. Средние мольные доли низкокипящего компонента в паровой фазе:

▪ для верхней части колонны

$$y_{cp}(1) = \frac{x_D + x_F}{2}, \text{ кмоль/кмоль смеси};$$

▪ для нижней части колонны

$$y_{cp}(2) = \frac{x_F + x_W}{2}, \text{ кмоль/кмоль смеси.}$$

24. Средние молярные массы жидкой фазы:

$$Mx_{cp}(1) = M_1 \cdot x_{cp}(1) + M_2 \cdot (1 - x_{cp}(1)), \text{ кг/кмоль};$$

$$Mx_{cp}(2) = M_1 \cdot x_{cp}(2) + M_2 \cdot (1 - x_{cp}(2)), \text{ кг/кмоль.}$$

25. Средние молярные массы паровой фазы:

$$My_{cp}(1) = M_1 \cdot y_{cp}(1) + M_2 \cdot (1 - y_{cp}(1)), \text{ кг/кмоль};$$

$$My_{cp}(2) = M_1 \cdot y_{cp}(2) + M_2 \cdot (1 - y_{cp}(2)), \text{ кг/кмоль.}$$

26. Средние массовые расходы жидкой фазы составляют

$$L_1 = D \cdot R \cdot Mx_{cp}(1), \text{ кг/с};$$

$$L_2 = (D \cdot R + F_3) \cdot Mx_{cp}(2), \text{ кг/с.}$$

27. Средние массовые расходы паровой фазы в колонне:

$$G(1) = D \cdot (R + 1) \cdot My_{cp}(1), \text{ кг/с};$$

$$G(2) = D \cdot (R + 1) \cdot My_{cp}(2), \text{ кг/с.}$$

28. Плотности паровой фазы при средних температурах верхней $T_{кип1}$ и нижней $T_{кип2}$ части колонны соответственно равняются



$$\rho_y(1) = \frac{My_{cp}(1)}{22,4} \cdot \frac{273}{(273 + T_{кип1})}, \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_y(2) = \frac{My_{cp}(2)}{22,4} \cdot \frac{273}{(273 + T_{кип2})}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

29. Плотности жидкой фазы в колонне определяются по правилу аддитивности плотностей составных компонентов

$$\rho_x(1) = \frac{Mx_{cp}(1)}{\frac{x_{cp}(1) \cdot M_1}{\rho_1} + \frac{(1 - x_{cp}(1)) \cdot M_2}{\rho_2}}, \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_x(2) = \frac{Mx_{cp}(2)}{\frac{x_{cp}(2) \cdot M_1}{\rho_1} + \frac{(1 - x_{cp}(2)) \cdot M_2}{\rho_2}}, \text{ кг/м}^3.$$

30. Вязкость паровой фазы в колонне составляет

$$\mu_y(1) = \frac{My_{cp}(1)}{\frac{y_{cp}(1) \cdot M_1}{\mu_1} + \frac{(1 - y_{cp}(1)) \cdot M_2}{\mu_2}}, \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$$\mu_y(2) = \frac{My_{cp}(2)}{\frac{y_{cp}(2) \cdot M_1}{\mu_1} + \frac{(1 - y_{cp}(2)) \cdot M_2}{\mu_2}}, \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

31. Вязкость жидкой фазы характеризуется ярко выраженной нелинейностью и может быть рассчитана следующим образом:

▪ для верхней части колонны

$$Z_1(1) = x_{cp}(1) \cdot \lg(\mu_1) + (1 - x_{cp}(1)) \cdot \lg(\mu_2),$$

$$\mu_x(1) = 10^{Z_1(1)}, \text{ Па} \cdot \text{с};$$

▪ для нижней части колонны

$$Z_1(2) = x_{cp}(2) \cdot \lg(\mu_1) + (1 - x_{cp}(2)) \cdot \lg(\mu_2),$$

$$\mu_x(2) = 10^{Z_1(2)}, \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

32. Поверхностное натяжение между паром и жидкостью в колонне составляет

$$\sigma_x(1) = \left(\frac{\rho_x(1)}{Mx_{cp}(1)} \cdot \left(\frac{x_{cp}(1) \cdot M_1 \cdot \sigma_1^{0,25}}{\rho_1} + \frac{(1 - x_{cp}(1)) \cdot M_2 \cdot \sigma_2^{0,25}}{\rho_2} \right) \right)^4, \text{ Н/м};$$



$$\sigma_x(2) = \left(\frac{\rho_x(2)}{Mx_{cp}(2)} \cdot \left(\frac{x_{cp}(2) \cdot M_1 \cdot \sigma_1^{0,25}}{\rho_1} + \frac{(1-x_{cp}(2)) \cdot M_2 \cdot \sigma_2^{0,25}}{\rho_2} \right) \right)^4, \frac{\text{Н}}{\text{м}}.$$

Определим молярные объемы чистых компонентов бинарной смеси:

- для низкокипящего компонента

$$v_1 = \frac{M_1}{\rho_1}, \text{ м}^3/\text{кмоль};$$

- для высококипящего компонента

$$v_2 = \frac{M_2}{\rho_2}, \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

33. Для определения коэффициента диффузии в жидкости необходимо рассчитать плотность жидкой фазы при 20 °С:

- в верхней части колонны

$$\rho_x(3) = \frac{Mx_{cp}(1)}{\frac{x_{cp}(1) \cdot M_1}{\rho_3} + \frac{(1-x_{cp}(1)) \cdot M_2}{\rho_4}}, \text{ кг/м}^3;$$

- в нижней части колонны

$$\rho_x(4) = \frac{Mx_{cp}(1)}{\frac{x_{cp}(2) \cdot M_1}{\rho_3} + \frac{(1-x_{cp}(2)) \cdot M_2}{\rho_4}}, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

34. Динамическая вязкость жидкой фазы при 20 °С будет:

- в верхней части колонны

$$Z_1(3) = x_{cp}(1) \cdot \lg(\mu_3) + (1-x_{cp}(1)) \cdot \lg(\mu_4),$$

$$\mu_x(3) = 10^{Z_1(3)}, \text{ Па} \cdot \text{с};$$

- в нижней части колонны

$$Z_1(4) = x_{cp}(2) \cdot \lg(\mu_3) + (1-x_{cp}(2)) \cdot \lg(\mu_4),$$

$$\mu_x(4) = 10^{Z_1(4)}, \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

35. Коэффициент диффузии в жидкой фазе рассчитывается в следующем порядке:

- для верхней части колонны

$$b_0(1) = \frac{0,2 \cdot \mu_x(3)^{0,5}}{\rho_x(3)^{0,33}},$$

$$D_{x20}(1) = \frac{10^{-6} \cdot \sqrt{1/M_1 + 1/M_2}}{\mu_x(3)^{0,5} \cdot (v_1^{0,33} + v_2^{0,33})^2}, \text{ м}^2/\text{с},$$



$$D_x(1) = D_{x20}(1) \cdot \left(1 + b_0(1) \cdot (T_{\text{кип}_1} - 20)\right), \text{ м}^2/\text{с};$$

▪ для нижней части колонны

$$b_0(2) = \frac{0,2 \cdot \mu_x(4)^{0,5}}{\rho_x(4)^{0,33}},$$

$$D_{x20}(2) = \frac{10^{-6} \cdot \sqrt{1/M_1 + 1/M_2}}{\mu_x(4)^{0,5} \cdot (v_1^{0,33} + v_2^{0,33})^2}, \text{ м}^2/\text{с},$$

$$D_x(2) = D_{x20}(2) \cdot \left(1 + b_0(2) \cdot (T_{\text{кип}_2} - 20)\right), \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

36. Так как колонна атмосферная, принимаем рабочее давление $P_1 = 101325$ Па. Коэффициенты диффузии в паровой фазе верхней и нижней части колонны определяются по формуле

$$D_y(1) = \frac{0,0422 \cdot (T_{\text{кип}_1} + 273)^{1,5}}{P_1 \cdot (v_1^{0,33} + v_2^{0,33})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}}, \text{ м}^2/\text{с};$$

$$D_y(2) = \frac{0,0422 \cdot (T_{\text{кип}_2} + 273)^{1,5}}{P_1 \cdot (v_1^{0,33} + v_2^{0,33})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}}, \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

Составленное таким образом математическое описание позволяет определить расходы дистиллята; кубового остатка; число теоретических тарелок, необходимых для разделения смеси заданного состава, концентрации пара и жидкости на ступенях разделения, а также физико-химические свойства паровых и жидкостных потоков ректификационной колонны. Перечисленные выходные данные алгоритма могут быть использованы для последующих расчетов и оптимизации работы установки.

Пример 1.8. Разработать математическую модель и блок-схему расчета оптимального варианта ректификационной установки для разделения бинарной смеси «пропанол–изопропанол». Осуществить гидравлический расчет колонны насадочного типа, предназначенной для работы в условиях *примера 1.7*.

Составление математического описания

Исходными данными алгоритма модели являются входные и выходные параметры алгоритма в предыдущем примере, а также другие, рассчитанные в нем величины (расходы, температуры, составы и физико-химические свойства потоков).

По приложению Т определим тип насадки – упорядоченные керамические кольца Рашига, и внесем в алгоритм характеристики выбранного типа:



- длина одного элемента насадки l , м;
- диаметр элемента насадки d , м;
- толщина элемента насадки δ , м;
- свободный объем a_{11} , м³/м³;
- удельная поверхность ε , м²/м³;
- коэффициенты $a_{12}, b_{11}, c_{11}, K_5, K_6$, зависящие от типа насадки (см. прил. У).

1. На первом этапе определяется предельная скорость пара w_3 в колонне, выше которой происходит явление захлебывания и интенсивного межтарельчатого уноса жидкости:

- для верхней части колонны

$$Z_2(1) = -0,125 - 1,75 \cdot \left(\frac{L(1)}{G(1)} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y(1)}{\rho_x(1)} \right)^{0,125},$$

$$w_3(1) = \sqrt{\frac{9,81 \cdot 10^{Z_2(1)} \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_x(1)}{(1000 \cdot \mu_x(1))^{0,16} \cdot a_{11} \cdot \rho_y(1)}}, \frac{\text{м}}{\text{с}};$$

- для нижней части колонны

$$Z_2(2) = -0,125 - 1,75 \cdot \left(\frac{L(2)}{G(2)} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y(2)}{\rho_x(2)} \right)^{0,125},$$

$$w_3(2) = \sqrt{\frac{9,81 \cdot 10^{Z_2(2)} \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_x(2)}{(1000 \cdot \mu_x(2))^{0,16} \cdot a_{11} \cdot \rho_y(2)}}, \text{м/с}.$$

2. Рабочая скорость пара в колонне приблизительно принимается на 40 % ниже предельной скорости захлебывания $w(1) = w_3(1) \cdot 0,6$, м/с;

$$w(2) = w_3(2) \cdot 0,6, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Диаметр колонны определяется из уравнения расхода применительно для рабочей скорости пара

$$D_1(1) = \sqrt{4 \cdot \frac{G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot w(1)}}, \text{м};$$

$$D_1(2) = \sqrt{4 \cdot \frac{G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot w(2)}}, \text{м}.$$

3. Принимаем стандартный диаметр D_{cm} (м), одинаковый для верхней и нижней частей. Пересчет рабочей скорости пара на стандартный диаметр колонны:



- для верхней части

$$w_k(1) = \frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot D_{cm}^2}, \text{ м/с};$$

- для нижней части

$$w_k(2) = \frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot D_{cm}^2}, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Одним из приближенных способов вычисления высоты слоя насадки в колонне, необходимой для разделения исходной смеси, является использование высоты эквивалентной теоретической ступени (ВЭТС). Более точным методом расчета является определение чисел и высоты единиц переноса, но для его реализации необходимо вводить большее количество исходных данных и применять специальные методы решения (численное и графическое интегрирование). Методы расчета кинетики массообменных процессов на основе явлений переноса представлены в специальной литературе.

В данном примере произведем расчет высоты слоя насадок через ВЭТС. Для этого определим значение коэффициента K_7 (см. прил. У).

4. Площадь сечения колонны $S_K = 0,785 \cdot D_{cm}^2, \text{ м}^2$.

5. Ориентировочная высота слоя насадки $H_1 = 1,5 \cdot D_{cm}, \text{ м}$.

6. Высоту эквивалентной теоретической ступени можно найти по эмпирическому уравнению:

- для верхней части колонны

$$h_3(1) = \frac{1}{\frac{K_5}{w_k(1)} \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1)}{\rho_y(1)}} \cdot \frac{1}{1 + D_{cm}} \cdot \sqrt[4]{\frac{1}{H_1}} \cdot \left(1 - 60 \cdot K_6 \cdot \sqrt{\frac{L(1)}{\rho_x(1) \cdot S_K}} \cdot K_7\right)}, \text{ м};$$

- для нижней части колонны

$$h_3(2) = \frac{1}{\frac{K_5}{w_k(2)} \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2)}{\rho_y(2)}} \cdot \frac{1}{1 + D_{cm}} \cdot \sqrt[4]{\frac{1}{H_1}} \cdot \left(1 - 60 \cdot K_6 \cdot \sqrt{\frac{L(2)}{\rho_x(2) \cdot S_K}} \cdot K_7\right)}, \text{ м}.$$

7. Высота насадки в колонне будет $H_2(1) = n_{ts}(1) \cdot h_3(1), \text{ м}$;

$$H_2(2) = n_{ts}(2) \cdot h_3(2), \text{ м}.$$

8. Количество слоев насадки в колонне составляет

$$N_c = \frac{H_2(1)}{H_1} + \frac{H_2(2)}{H_1}.$$



9. Для вычисления общей высоты колонны необходимо подобрать конструктивные размеры

- высота промежутков между слоями насадки h_3 , м, в которых устанавливаются перераспределители жидкости (рекомендовано принять $h_3 = 0,4$);

- высота сепарационного пространства над насадкой h_4 , м;

- расстояние между днищем колонны и насадкой h_5 , м.

Общая высота аппарата определяется по формуле

$$H_k = H_1 \cdot N_c + (N_c - 1) \cdot h_3 + h_4 + h_5, \text{ м.}$$

10. Для определения гидравлического сопротивления необходимо задать величину коэффициента трения для верха $\lambda_0(1)$ и низа $\lambda_0(2)$ колонны, который зависит от режима движения потоков, критерия Рейнольдса Re шероховатости стенок. Эквивалентный диаметр насадки:

$$d_э = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a_{11}}, \text{ м.}$$

11. Критерий Рейнольдса составляет

- для верхней части колонны

$$Re(1) = \frac{w_k(1) \cdot d_э \cdot \rho_y(1)}{\mu_y(1) \cdot \varepsilon};$$

- для нижней части колонны

$$Re(2) = \frac{w_k(2) \cdot d_э \cdot \rho_y(2)}{\mu_y(2) \cdot \varepsilon}.$$

12. Коэффициенты сопротивления регулярных насадок определяются по формуле

$$\lambda(1) = \lambda_0(1) + \left(\frac{4,2}{\varepsilon^2} - \frac{8,1}{\varepsilon} + 3,9 \right) \cdot \left(\frac{d_э}{l} \right);$$

$$\lambda(2) = \lambda_0(2) + \left(\frac{4,2}{\varepsilon^2} - \frac{8,1}{\varepsilon} + 3,9 \right) \cdot \left(\frac{d_э}{l} \right).$$

13. Гидравлические сопротивления сухой насадки в колонне:

$$\Delta P_1(1) = \lambda(1) \cdot \frac{H_2(1)}{d_э} \cdot \frac{\rho_y(1) \cdot w_k(1)^2}{2 \cdot \varepsilon^2}, \text{ Па;}$$

$$\Delta P_1(2) = \lambda(2) \cdot \frac{H_2(2)}{d_э} \cdot \frac{\rho_y(2) \cdot w_k(2)^2}{2 \cdot \varepsilon^2}, \text{ Па.}$$

14. Гидравлические сопротивления орошаемой насадки составляют:

$$\Delta P_2(1) = \Delta P_1(1) \cdot \left(1 + 5,15 \cdot \left(\frac{L(1)}{G(1)} \right)^{0,342} \cdot \left(\frac{\rho_y(1)}{\rho_x(1)} \right)^{0,19} \cdot \left(\frac{\mu_x(1)}{\mu_y(1)} \right)^{0,038} \right), \text{ Па;}$$



$$\Delta P_2(2) = \Delta P_1(2) \cdot \left(1 + 5,15 \cdot \left(\frac{L(2)}{G(2)} \right)^{0,342} \cdot \left(\frac{\rho_y(2)}{\rho_x(2)} \right)^{0,19} \cdot \left(\frac{\mu_x(2)}{\mu_y(2)} \right)^{0,038} \right), \text{Па.}$$

15. Общее гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в колонне определяет энергетические затраты насоса на подачу потоков паров и жидкостей: $\Delta P_3 = \Delta P_2(1) + \Delta P_2(2)$, Па.

16. Важным параметром является масса колонны. Для ее определения необходимо задать:

- число элементов насадки в 1 м³ объема n_{10} ;
- плотность материала насадки $\rho_{м1}$, кг/м³;
- плотность металла колонны $\rho_{м2}$, кг/м³;
- толщина обечайки колонны δ_{11} , м (рекомендовано принять 0,01 м).

17. Общая масса насадочной колонны M складывается из массы, загруженной в аппарат насадки M_{11} , массы цилиндрической части колонны M_{12} , массы днища и крышки M_{13} , а также массы распределителей, перераспределителей и периферийных деталей M_{14} . Масса насадки, загруженной в колонну:

$$M_{11} = 3,14 \cdot D_{cm} \cdot (H_2(1) + H_2(2)) \cdot n_{10} \cdot \delta \cdot \rho_{м1}, \text{кг.}$$

18. Масса цилиндрической части колонны составляет

$$M_{12} = 3,14 \cdot D_{cm} \cdot H_k \cdot \delta_{11} \cdot \rho_{м2}, \text{кг.}$$

19. Масса днища и крышки колонны приближенно будет

$$M_{13} = 2 \cdot D_{cm}^2 \cdot \delta_{11} \cdot \rho_{м2}, \text{кг.}$$

20. Масса вспомогательных узлов и деталей M_{14} принимается равной 16 % от массы корпуса колонны. Тогда общая масса колонны

$$M = M_{11} + 1,16 \cdot (M_{12} + M_{13}), \text{кг.}$$

Конечными результатами расчетов по данному математическому описанию являются принятый стандартный диаметр колонны D_{cm} (м), высота слоя насадки $H_2 = H_2(1) + H_2(2)$, м, количество слоев насадки N_c , общая высота H_k (м) и масса M (кг) аппарата, общее гидравлическое сопротивление насадки ΔP_3 (Па).

Пример 1.9. Разработать математическую модель и блок-схему расчета оптимального варианта ректификационной колонны для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол». Осуществить гидравлический расчет колонны тарельчатого типа с ситчатыми переливными тарелками, предназначенной для работы в условиях *примера 1.7*. Расходы, мольные составы и физико-химические свойства потоков прежние.

Составление математического описания

Данный пример взаимосвязан с *примером 1.7*, поэтому многие параметры, используемые в дальнейших расчетах, берутся из алгоритма в ука-



занном примере. Гидравлический расчет переточных (барботажных) тарелок с организованным переливом жидкости – ситчатых, клапанных, колпачковых – имеет общий алгоритм с некоторыми отличиями из-за конструктивных особенностей тарелок.

1. В любом случае гидравлический расчет тарельчатых массообменных аппаратов начинается с определения диапазона колебания производительности, коэффициентов уменьшения K_3 и увеличения K_4 расхода исходной смеси

$$K_3 = \frac{F_{min}}{F_1}, \quad K_4 = \frac{F_{max}}{F_1}.$$

2. Для определения диаметра колонны необходимо рассчитать оценочную скорость пара:

▪ для верхней части колонны

$$w_1(1) = 0,1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1) - \rho_y(1)}{\rho_y(1)}}, \text{ м/с;}$$

▪ для нижней части колонны

$$w_1(2) = 0,1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2) - \rho_y(2)}{\rho_y(2)}}, \text{ м/с.}$$

3. Диаметр верхней и нижней частей колонны составит:

$$D_1(1) = \sqrt{\frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot w_1(1)}}, \text{ м;}$$

$$D_1(2) = \sqrt{\frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot w_1(2)}}, \text{ м.}$$

4. Далее по расчетному значению диаметра выбирается значение стандартного диаметра колонного аппарата D_{cm} (м) и расстояние между тарелками H_1 (м).

5. Действительная скорость пара в колонне

$$w_2(1) = \frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot D_{cm}^2}, \text{ м/с;}$$

$$w_2(2) = \frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot D_{cm}^2}, \text{ м/с.}$$

6. После вычисления действительной скорости пара из каталогов определяются для дальнейших вычислений:

▪ периметр слива ситчатой тарелки l_w , м;



- относительное сечение перелива S_2 , доли ед.;
- относительное свободное сечение тарелки f_c , доли ед.;
- диаметр отверстий d_0 , м;
- шаг отверстий t , м;
- длина сливной перегородки b_w , м;
- расстояние между сливными перегородками Z_w , м;
- масса тарелки M_{11} , кг.

7. Относительная активная площадь тарелки

$$S_1 = 1 - 2 \cdot S_2, \text{ доли ед.}$$

8. Факторы нагрузки в колонне равняются:

$$A_{22}(1) = \frac{L(1)}{G(1)} \cdot \left(\frac{\rho_y(1)}{\rho_x(1)} \right)^{0,5};$$

$$A_{22}(2) = \frac{L(2)}{G(2)} \cdot \left(\frac{\rho_y(2)}{\rho_x(2)} \right)^{0,5}.$$

9. При этом в зависимости от межтарельчатого расстояния и расчетного фактора нагрузки (см. прил. Ф) выбираются значения коэффициента $B_{12}(1)$ и $B_{12}(2)$ для верхней и нижней частей колонны соответственно. После чего вычисляются допустимые скорости пара в рабочем сечении колонны

$$w_3(1) = 2,185 \cdot \sigma_x(1)^{0,2} \cdot B_{12}(1) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1) - \rho_y(1)}{\rho_y(1)}}, \text{ м/с};$$

$$w_3(2) = 2,185 \cdot \sigma_x(2)^{0,2} \cdot B_{12}(1) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2) - \rho_y(2)}{\rho_y(2)}}, \text{ м/с}.$$

10. Затем следует проверить условие допустимости скоростей $w_3(1) \cdot S_1 > K_4 \cdot w_2(1)$;

$$w_3(2) \cdot S_1 > K_4 \cdot w_2(2).$$

11. Условие должно соблюдаться как для верхней, так и для нижней части. Если условие не выполняется, то необходимо увеличивать расстояние между тарелками или увеличивать диаметр аппарата (тарелки). Для значений диаметров $D_{cm} < 0,8$ м возможно увеличение межтарельчатого расстояния до 0,5 м. При диаметрах колонн свыше 0,8 м расстояние между тарелками может изменяться в пределах 0,4...0,6 м.

12. При соблюдении условия, далее рассчитываются удельные нагрузки жидкости на сливные перегородки в верхней и нижней частях колонны:



$$Q(1) = \frac{L(1)}{\rho_x(1) \cdot l_w}, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$Q(2) = \frac{L(2)}{\rho_x(2) \cdot l_w}, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

13. При этом должны соблюдаться следующие условия:

$$Q(1) < 0,017 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$Q(2) < 0,017 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

14. Если условия не соблюдаются, нужно принять следующий больший диаметр колонны. При выполнении условий определяются факторы паровой нагрузки в колонне:

$$F_4(1) = w_2(1) \cdot \sqrt{\rho_y(1)}, \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с});$$

$$F_4(2) = w_2(2) \cdot \sqrt{\rho_y(2)}, \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

Подпор жидкости над сливным порогом составляет:

▪ для верхней части колонны

$$h_{ow}(1) = 0,667 \cdot Q(1)^{0,66}, \text{ м};$$

▪ для нижней части колонны

$$h_{ow}(2) = 0,667 \cdot Q(2)^{0,66}, \text{ м}.$$

15. Для ситчатых и клапанных тарелок глубина барботажа совпадает с динамической глубиной барботажа $h_2 = 0,05$ м. Высота парожидкостного слоя на тарелках в верхней и нижней частях колонны составляет:

$$h_3(1) = \frac{1000 \cdot h_2}{\rho_x(1)}, \text{ м};$$

$$h_3(2) = \frac{1000 \cdot h_2}{\rho_x(2)}, \text{ м}.$$

16. Высота сливного порога при этом будет

$$h_4(1) = h_3(1) - h_{ow}(1), \text{ м};$$

$$h_4(2) = h_3(2) - h_{ow}(2), \text{ м}.$$

17. По приложению Ф принимается значение комплекса $B_{13}(1)$ для тарелок верхней и $B_{13}(2)$ нижней частей колонны.

18. При этом минимально допустимые скорости пара в свободном сечении тарелок верхней и нижней части колонны будут

$$w_4(1) = \frac{B_{13}(1) - 9 \cdot (1 - 100 \cdot d_0)}{\sqrt{\rho_y(1)}}, \text{ м/с};$$



$$w_4(2) = \frac{B_{13}(2) - 9 \cdot (1 - 100 \cdot d_0)}{\sqrt{\rho_y(2)}}, \text{ м/с.}$$

19. Свободное сечение тарелки с учетом возможного уменьшения нагрузки

$$F_5(1) = \frac{w_2(1) \cdot K_3}{w_4(1)};$$

$$F_5(2) = \frac{w_2(2) \cdot K_3}{w_4(2)}.$$

20. Здесь необходимо выбрать из каталогов ближайшее меньшее значение относительного свободного сечения f_c для ситчатых тарелок и приравнять его $f_c = F_5$.

21. Факторы аэрации для верхней и нижней частей колонны вычисляются по следующим эмпирическим зависимостям:

$$\beta_1(1) = \frac{0,1}{\frac{0,3 \cdot w_1(1)}{F_5(1)} + 4} + \frac{0,253}{h_2^{0,25}};$$

$$\beta_1(2) = \frac{0,1}{\frac{0,3 \cdot w_1(2)}{F_5(2)} + 4} + \frac{0,253}{h_2^{0,25}}.$$

22. Гидравлическое сопротивление всех переливных тарелок зависит от динамической глубины барботажа. Коэффициент гидравлического сопротивления ситчатой тарелки определяется по формуле

$$\xi_1 = \left(\frac{d_0}{t}\right)^2 \cdot \left(\frac{t}{0,62 \cdot d_0} - 1\right)^2.$$

23. Гидравлическое сопротивление тарелок:

▪ для верхней части колонны

$$\Delta P_1(1) = 0,5 \cdot \xi_1 \cdot \left(\frac{F_4(1)}{F_5(1)}\right)^2 + 9810 \cdot \beta_1(1) \cdot h_2, \text{ Па};$$

▪ для нижней части колонны

$$\Delta P_1(2) = 0,5 \cdot \xi_1 \cdot \left(\frac{F_4(2)}{F_5(2)}\right)^2 + 9810 \cdot \beta_1(2) \cdot h_2, \text{ Па}.$$

24. Высота сепарационного пространства:

$$H_5 = H_1 - 2,5 \cdot h_2, \text{ м.}$$

25. Величины брызгоуноса (межтарельчатого уноса жидкости) для верхней и нижней частей колонны рассчитываются по эмпирическим формулам:



$$e(1) = 0,000077 \cdot \frac{0,073}{\sigma_x(1)} \cdot \left(\frac{w_2(1)}{H_5} \right)^{3,2}, \frac{\text{кг}}{\text{кг}};$$

$$e(2) = 0,000077 \cdot \frac{0,073}{\sigma_x(2)} \cdot \left(\frac{w_2(2)}{H_5} \right)^{3,2}, \text{кг/кг}.$$

26. Если не соблюдаются условия $e(1) < 0,1 \text{ кг/кг}$ и $e(2) < 0,1 \text{ кг/кг}$, то необходимо увеличить по возможности расстояние между тарелками, либо диаметр тарелок. Если указанные условия выполняются, то далее ведется расчет скоростей жидкости и локальной эффективности контакта.

27. Скорости жидкости в переливных устройствах тарелок для верхней и нижней частей колонны составляют

$$u(1) = \frac{L(1)}{0,785 \cdot \rho_x(1) \cdot D_2^2 \cdot S_2}, \text{м/с};$$

$$u(2) = \frac{L(2)}{0,785 \cdot \rho_x(2) \cdot D_2^2 \cdot S_2}, \text{м/с}.$$

28. Допустимые скорости жидкости в переливных устройствах тарелок

$$u_d(1) = 0,008 \cdot \sqrt{H_1 \cdot (\rho_x(1) - \rho_y(1))}, \text{м/с};$$

$$u_d(2) = 0,008 \cdot \sqrt{H_1 \cdot (\rho_x(2) - \rho_y(2))}, \text{м/с}.$$

29. При этом должны выполняться условия

$$u(1) < u_d(1);$$

$$u(2) < u_d(2).$$

Если условия не соблюдаются, то следует увеличивать расстояние между тарелками либо принимать к расчету тарелку с большим сечением перелива.

30. Для определения эффективности тарелок по Мэрффри необходимо вычислить по формулам в **примере 1.7** средние значения относительной летучести $\alpha(i)$ и коэффициента распределения $m(i)$ для средних концентраций жидкости $x_{cp}(i)$ в верхней и нижней частях колонны. При этом алгоритм позволяет рассчитать эффективность тарелок для ряда значений x_{cp} . Локальная эффективность контакта на тарелках рассчитывается через число единиц переноса в фазах.

31. Число единиц переноса в паровой фазе составляет:

▪ для верхней части колонны

$$N_y(1) = 1770 \cdot h_3(1)^{1,2} \cdot \left(\frac{w_2(1) \cdot h_3(1)}{D_y(1)} \right)^{-0,5};$$



▪ для нижней части колонны

$$N_y(2) = 1770 \cdot h_3(2)^{1,2} \cdot \left(\frac{w_2(2) \cdot h_3(2)}{D_y(2)} \right)^{-0,5}.$$

32. Действительные скорости жидкости в верхней и нижней частях аппарата

$$u_x(1) = \frac{4 \cdot L(1)}{3,14 \cdot \rho_x(1) \cdot D_2^2}, \text{ м/с}^2;$$

$$u_x(2) = \frac{4 \cdot L(2)}{3,14 \cdot \rho_x(2) \cdot D_2^2}, \frac{\text{м}}{\text{с}^2}.$$

33. Числа единиц переноса в жидкой фазе колонны соответственно

$$N_x(1) = 126000 \cdot h_3(1)^{1,9} \cdot \left(\frac{u_x(1) \cdot h_3(1)}{D_x(1)} \right)^{-0,5};$$

$$N_x(2) = 126000 \cdot h_3(2)^{1,9} \cdot \left(\frac{u_x(2) \cdot h_3(2)}{D_x(2)} \right)^{-0,5}.$$

34. Факторы отклонения для верхней и нижней частей колонны составляют

$$\lambda(1) = \frac{m(1) \cdot G(1)}{L(1)};$$

$$\lambda(2) = \frac{m(2) \cdot G(2)}{L(2)}.$$

35. Общие числа единиц переноса в колонне равняются

$$N_{oy}(1) = \frac{N_y(1) \cdot N_x(1)}{N_x(1) + \lambda(1) \cdot N_y(1)};$$

$$N_{oy}(2) = \frac{N_y(2) \cdot N_x(2)}{N_x(2) + \lambda(2) \cdot N_y(2)}.$$

36. Локальные эффективности контакта на тарелках в верхней и нижней частях колонны соответственно

$$E_{oy}(1) = 1 - 2,7^{-N_{oy}(1)};$$

$$E_{oy}(2) = 1 - 2,7^{-N_{oy}(2)}.$$

Количественный учет влияния перемешивания жидкости на эффективность тарелок реализуется с помощью различных моделей гидродинамических структур потоков. В частности, диффузионная модель используется для создания математического описания гидродинамики при отсутствии на тарелке застойных зон, байпасирующих и циркуляционных потоков. Согласно этой модели, перемешивание жидкости происходит в результате турбулентной (вихревой) диффузии, пульсаций и различных ско-



ростей движения макрочастиц. Степень перемешивания характеризуется критериями Фурье и Пекле, которые включают в себя коэффициент турбулентной диффузии.

37. Скорость движения слоя жидкости на тарелке рассчитывается в следующем порядке:

▪ для верхней части колонны

$$B_{14}(1) = 0,05 - h_4(1), \text{ м},$$

$$h_6(1) = 0,14 \cdot \left(\frac{3600 \cdot L(1)}{\rho_x(1) \cdot b_w} \right)^{0,21} \cdot h_4(1)^{0,56} \cdot w_2(1)^{B_{14}(1)} \cdot \left(\frac{\sigma_x(1)}{\sigma_0} \right)^{0,09} \cdot \left(1 - 0,31 \cdot \exp(-110 \cdot \mu_x(1)) \right),$$

$$w_5(1) = \frac{L(1) \cdot Z_w}{\rho_x(1) \cdot S_1 \cdot h_6(1)}, \text{ м/с};$$

▪ для нижней части колонны

$$B_{14}(2) = 0,05 - h_4(2), \text{ м},$$

$$h_6(2) = 0,14 \cdot \left(\frac{3600 \cdot L(2)}{\rho_x(2) \cdot b_w} \right)^{0,21} \cdot h_4(2)^{0,56} \cdot w_2(2)^{B_{14}(1)} \cdot \left(\frac{\sigma_x(22)}{\sigma_0} \right)^{0,09} \cdot \left(1 - 0,31 \cdot \exp(-110 \cdot \mu_x(2)) \right),$$

$$w_5(2) = \frac{L(1) \cdot Z_w}{\rho_x(2) \cdot S_1 \cdot h_6(2)}, \text{ м/с}.$$

38. Коэффициенты турбулентной диффузии на тарелках в колонне

$$D_{LS}(1) = \frac{0,026 \cdot \left(\frac{h_6(1)}{h_3(1)} \cdot w_5(1) \right)^{-2,63}}{2}, \text{ м/с}.$$

$$D_{LS}(2) = \frac{0,026 \cdot \left(\frac{h_6(2)}{h_3(2)} \cdot w_5(2) \right)^{-2,63}}{2}, \text{ м/с}.$$

39. Критерии Фурье для верхней и нижней части колонны

$$F_0(1) = \frac{D_{LS}(1) \cdot h_6(1) \cdot b_w}{(L(1)/\rho_x(1)) \cdot Z_w};$$

$$F_0(2) = \frac{D_{LS}(2) \cdot h_6(2) \cdot b_w}{(L(2)/\rho_x(2)) \cdot Z_w}.$$

40. Эффективность тарелок по Мэрфри составляет:

▪ для верхней части колонны

$$\xi_2(1) = \sqrt{1 + 4 \cdot \lambda(1) \cdot E_{oy}(1) \cdot F_0(1)};$$



$$E_{\text{мy}}(1) = \frac{(1 + \xi_2(1))^2 \cdot \exp\left(\frac{\xi_2(1) - 1}{2 \cdot F_0(1)}\right) - (1 - \xi_2(1))^2 \cdot \exp\left(-\frac{\xi_2(1) + 1}{2 \cdot F_0(1)}\right)}{4 \cdot \xi_2(1) \cdot \lambda(1)} - \frac{1}{\lambda(1)}, \text{д. е.};$$

- для нижней части колонны

$$\xi_2(2) = \sqrt{1 + 4 \cdot \lambda(2) \cdot E_{\text{oy}}(2) \cdot F_0(2)},$$

$$E_{\text{мy}}(2) = \frac{(1 + \xi_2(2))^2 \cdot \exp\left(\frac{\xi_2(2) - 1}{2 \cdot F_0(2)}\right) - (1 - \xi_2(2))^2 \cdot \exp\left(-\frac{\xi_2(2) + 1}{2 \cdot F_0(2)}\right)}{4 \cdot \xi_2(2) \cdot \lambda(2)} - \frac{1}{\lambda(2)}, \text{д. е.}$$

41. Число действительных тарелок колонны определяется следующим образом:

- для верхней части

$$N(1) = \frac{n_{ts}(1)}{E_{\text{мy}}(1)},$$

- для нижней части

$$N(2) = \frac{n_{ts}(2)}{E_{\text{мy}}(2)},$$

- общее число действительных тарелок в колонне

$$N = N(1) + N(2).$$

42. Высота колонны составляет:

- высота верхней рабочей части

$$H_7(1) = N(1) \cdot H_1, \text{м},$$

- высота нижней рабочей части

$$H_7(2) = (N(2) - 1) \cdot H_1, \text{м},$$

- общая высота колонны

$$H = H_7(1) + H_7(2), \text{м}.$$

43. Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны:

$$\Delta P = \Delta P_1(1) \cdot N(1) + \Delta P_1(2) \cdot N(2), \text{Па}.$$

44. Для определения массы колонны введем значения плотности материала исполнения $\rho_{\text{м2}}$, кг/м³, и толщину обечайки аппарата δ_{11} , м (**пример 1.8**).

45. Общая масса тарелок составляет

$$M_{12} = N \cdot M_{11}, \text{кг}.$$

46. Масса цилиндрической части колонны

$$M_{13} = 3,14 \cdot D_{\text{cm}} \cdot H_{\text{к}} \cdot \delta_{11} \cdot \rho_{\text{м2}}, \text{кг}.$$

47. Масса днища и крышки колонны приближенно равняется



$$M_{14} = 2 \cdot D_{cm}^2 \cdot \delta_{11} \cdot \rho_{m2}, \text{ кг.}$$

48. Масса вспомогательных узлов и деталей принимается равной 5 % от массы корпуса колонны. Тогда общая масса колонны:

$$M = M_{12} + 1,05 \cdot (M_{13} + M_{14}), \text{ кг.}$$

Наиболее важными результатами вычислений являются: диаметр колонны, расстояние между тарелками, действительные скорости пара и жидкости в верхней и нижней частях колонны, числа действительных тарелок, общая высота и масса колонны, суммарное гидравлическое сопротивление.

Пример 1.10. Разработать математическую модель и блок-схему расчета оптимального варианта ректификационной колонны для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол». Осуществить гидравлический расчет колонны тарельчатого типа с клапанными переливными тарелками, предназначенной для работы в условиях *примера 1.7*. Расходы, мольные составы и физико-химические свойства потоков прежние.

Составление математического описания

Пример также взаимосвязан с расчетом материального баланса и свойств потоков, показанным в *примере 1.7*, являясь его продолжением.

1. Расчет коэффициентов уменьшения K_3 и увеличения K_4 расхода исходной смеси следует выполнить так же, как это было сделано в *примере 1.9*.

2. Оценочная скорость пара составляет:

▪ для верхней части колонны

$$w_1(1) = 0,1 \cdot \frac{\sqrt{\rho_x(1) - \rho_y(1)}}{\rho_y(1)}, \text{ м/с;}$$

▪ для нижней части колонны

$$w_1(2) = 0,1 \cdot \frac{\sqrt{\rho_x(2) - \rho_y(2)}}{\rho_y(2)}, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

3. При этом диаметр верхней и нижней частей колонны составит:

$$D_1(1) = \sqrt{\frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot w_1(1)}}, \text{ м;}$$

$$D_1(2) = \sqrt{\frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot w_1(2)}}, \text{ м.}$$

4. Выбирается значение стандартного диаметра колонны D_2 (м) и расстояние между тарелками H_1 (м). Для выбранного значения вычисляется действительная скорость пара в колонне:



$$w_2(1) = \frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot D_2^2}, \text{ м/с};$$

$$w_2(2) = \frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot D_2^2}, \text{ м/с}.$$

5. Далее из каталогов выбираются конструктивные размеры клапанной тарелки:

- периметр слива l_w , м;
- относительное сечение перелива S_2 , доли ед.;
- толщина клапана δ_0 , м;
- плотность материала исполнения клапана ρ_0 , кг/м³;
- стандартное число клапанов на тарелке KL ;
- длина сливной перегородки b_w , м;
- расстояние между сливными перегородками Z_w , м;
- масса тарелки M_{11} , кг.

6. Относительная активная площадь тарелки составляет

$$S_1 = 1 - 2 \cdot S_2, \text{ доли ед.}$$

7. Факторы нагрузки в колонне равняются

$$A_{22}(1) = \frac{L(1)}{G(1)} \cdot \left(\frac{\rho_y(1)}{\rho_x(1)} \right)^{0,5};$$

$$A_{22}(2) = \frac{L(2)}{G(2)} \cdot \left(\frac{\rho_y(2)}{\rho_x(2)} \right)^{0,5}.$$

8. В зависимости от межтарельчатого расстояния и рассчитанного фактора нагрузки (см. прил. Ф) выбираются значения коэффициента $B_{12}(1)$ и $B_{12}(2)$ для верхней и нижней частей колонны соответственно. При этом допустимые скорости пара в рабочем сечении колонны составляют

$$w_3(1) = 2,185 \cdot \sigma_x(1)^{0,2} \cdot B_{12}(1) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1) - \rho_y(1)}{\rho_y(1)}}, \text{ м/с};$$

$$w_3(2) = 2,185 \cdot \sigma_x(2)^{0,2} \cdot B_{12}(1) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2) - \rho_y(2)}{\rho_y(2)}}, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

9. Проверка допустимости скоростей пара

$$w_3(1) \cdot S_1 > K_4 \cdot w_2(1);$$

$$w_3(2) \cdot S_1 > K_4 \cdot w_2(2).$$



В случае невыполнения условия необходимо увеличивать расстояние между тарелками или увеличивать диаметр аппарата (тарелки) согласно рекомендациям в *примере 1.9* для ситчатых тарелок.

10. При соблюдении условия далее рассчитываются удельные нагрузки жидкости на сливные перегородки в верхней и нижней частях колонны

$$Q(1) = \frac{L(1)}{\rho_x(1) \cdot l_w}, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$Q(2) = \frac{L(2)}{\rho_x(2) \cdot l_w}, \frac{\text{м}^3}{(\text{м}^2 \cdot \text{с})}.$$

11. При этом должны соблюдаться следующие условия:

$$Q(1) < 0,017, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$Q(1) < 0,017, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

12. В случае несоблюдения нужно принять следующий больший диаметр колонны. При выполнении условий определяются факторы паровой нагрузки в колонне

$$F_4(1) = w_2(1) \cdot \sqrt{\rho_y(1)}, \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с});$$

$$F_4(2) = w_2(2) \cdot \sqrt{\rho_y(2)}, \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

13. Подпор жидкости над сливным порогом:

▪ для верхней части колонны

$$h_{ow}(1) = 0,667 \cdot Q(1)^{0,66}, \text{ м};$$

▪ для нижней части колонны

$$h_{ow}(2) = 0,667 \cdot Q(2)^{0,66}, \text{ м}.$$

14. В данном примере динамическая глубина барботажа $h_2 = 0,05$ м. Высота парожидкостного слоя на тарелках в верхней и нижней частях колонны

$$h_3(1) = h_2 \cdot \left(\frac{1000}{\rho_x(1)} \right), \text{ м};$$

$$h_3(2) = h_2 \cdot \left(\frac{1000}{\rho_x(2)} \right), \text{ м}.$$

15. Высота сливного порога

$$h_4(1) = h_3(1) - h_{ow}(1), \text{ м};$$

$$h_4(2) = h_3(2) - h_{ow}(2), \text{ м}.$$

16. По приложению Ф принимается значение комплекса $B_{13}(1)$ для тарелок верхней и $B_{13}(2)$ нижней частей колонны. При этом минимально



допустимые скорости пара в свободном сечении тарелок верхней и нижней части колонны

$$w_4(1) = \sqrt{\frac{2 \cdot 16,6 \cdot \delta_0 \cdot \rho_0}{3,25 \cdot \rho_y(1)}}, \text{ м/с};$$

$$w_4(2) = \sqrt{\frac{2 \cdot 16,6 \cdot \delta_0 \cdot \rho_0}{3,25 \cdot \rho_y(2)}}, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

17. Из каталогов типового оборудования подбирается относительное свободное сечение тарелки f_c (доли ед.). При этом коэффициент запаса сечения:

- для верхней части колонны

$$K_1(1) = \frac{w_2(1) \cdot K_3}{w_4(1) \cdot f_c};$$

- для нижней части колонны

$$K_1(2) = \frac{w_2(2) \cdot K_3}{w_4(2) \cdot f_c}.$$

18. Если $K_1(1) > 1$ и $K_1(2) < 1$, то приравниваем $f_c = F_5$.

19. В случае, если $0,7 < K_1(1) < 1, 0,7 < K_1(2) < 1$, то для повышения эффективности контакта пара и жидкости следует взять число клапанов $KP(1) = KL \cdot K_1(1), KP(2) = KL \cdot K_1(2)$.

Тогда свободное сечение тарелки составит

$$F_5(1) = f_c \cdot \frac{KL}{K_1(1)},$$

$$F_5(2) = f_c \cdot \frac{KL}{K_1(2)}.$$

20. Если $K_1(1) < 0,7$ и $K_1(2) < 0,7$, следует подобрать тарелку другого диаметра. Факторы аэрации для верхней и нижней частей колонны

$$\beta_1(1) = \frac{0,1}{\frac{0,3 \cdot w_2(1)}{F_5(1)} + 4} + \frac{0,253}{h_2^{0,25}};$$

$$\beta_1(2) = \frac{0,1}{\frac{0,3 \cdot w_2(2)}{F_5(2)} + 4} + \frac{0,253}{h_2^{0,25}}.$$

21. Гидравлическое сопротивление клапанных тарелок составляет:

- для верхней части колонны



$$\Delta P_1(1) = 0,5 \cdot 3,25 \cdot \left(\frac{F_4(1)}{F_5(1)} \right)^2 + 9810 \cdot \beta_1(1) \cdot h_2, \text{ Па};$$

▪ для нижней части колонны

$$\Delta P_1(2) = 0,5 \cdot 3,25 \cdot \left(\frac{F_4(2)}{F_5(2)} \right)^2 + 9810 \cdot \beta_1(2) \cdot h_2, \text{ Па}.$$

22. Высота сепарационного пространства:

$$H_5 = H_1 - 2,5 \cdot h_2, \text{ м}.$$

23. Величины брызгоуноса (межтарельчатого уноса жидкости):

$$e(1) = \frac{0,0000057}{\sigma_x(1)} \cdot \left(\frac{w_2(1)}{H_5} \right)^{3,2}, \text{ кг/кг};$$

$$e(2) = \frac{0,0000057}{\sigma_x(2)} \cdot \left(\frac{w_2(2)}{H_5} \right)^{3,2}, \frac{\text{кг}}{\text{кг}}.$$

24. При несоблюдении неравенств $e(1) < 0,1 \text{ кг/кг}$ и $e(2) < 0,1 \text{ кг/кг}$ необходимо увеличить по возможности расстояние между тарелками, либо диаметр тарелок.

25. Скорости жидкости в переливных устройствах тарелок

$$u(1) = \frac{L(1)}{0,785 \cdot \rho_x(1) \cdot D_2^2 \cdot S_2}, \text{ м/с};$$

$$u(2) = \frac{L(2)}{0,785 \cdot \rho_x(2) \cdot D_2^2 \cdot S_2}, \text{ м/с}.$$

26. Допустимые скорости жидкости в переливных устройствах тарелок

$$u_d(1) = 0,008 \cdot \sqrt{H_1 \cdot (\rho_x(1) - \rho_y(1))}, \text{ м/с};$$

$$u_d(2) = 0,008 \cdot \sqrt{H_1 \cdot (\rho_x(2) - \rho_y(2))}, \text{ м/с}.$$

27. Если не выполняются условия

$$u(1) < u_d(1),$$

$$u(2) < u_d(2),$$

следует увеличивать расстояние между тарелками либо принимать к расчету тарелку с большим сечением перелива.

28. Аналогично предыдущим примерам вычисляются средние значения относительной летучести α и коэффициента распределения m для средних концентраций жидкости x_{cp} в верхней и нижней частях колонны. При этом алгоритм позволяет рассчитать эффективность тарелок для ряда



значений $x_{cp}(i)$, для этого достаточно составить циклический элемент алгоритма с поочередным расчетом $\alpha(i)$ и $m(i)$.

29. Число единиц переноса в паровой фазе

$$N_y(1) = 1770 \cdot h_3(1)^{1,2} \cdot \left(\frac{w_2(1) \cdot h_3(1)}{D_y(1)} \right)^{-0,5};$$

$$N_y(2) = 1770 \cdot h_3(2)^{1,2} \cdot \left(\frac{w_2(2) \cdot h_3(2)}{D_y(2)} \right)^{-0,5}.$$

30. Действительные скорости жидкости

$$u_x(1) = \frac{4 \cdot L(1)}{3,14 \cdot \rho_x(1) \cdot D_2^2}, \text{ м/с}^2;$$

$$u_x(2) = \frac{4 \cdot L(2)}{3,14 \cdot \rho_x(2) \cdot D_2^2}, \text{ м/с}^2.$$

31. Числа единиц переноса в жидкой фазе колонны

$$N_x(1) = 126000 \cdot h_3(1)^{1,9} \cdot \left(\frac{u_x(1) \cdot h_3(1)}{D_x(1)} \right)^{-0,5};$$

$$N_x(2) = 126000 \cdot h_3(2)^{1,9} \cdot \left(\frac{u_x(2) \cdot h_3(2)}{D_x(2)} \right)^{-0,5}.$$

32. Факторы отклонения для верхней и нижней частей колонны

$$\lambda(1) = \frac{m(1) \cdot G(1)}{L(1)};$$

$$\lambda(2) = \frac{m(2) \cdot G(2)}{L(2)}.$$

33. Общие числа единиц переноса составляют:

$$N_{oy}(1) = \frac{N_y(1) \cdot N_x(1)}{N_x(1) + \lambda(1) \cdot N_y(1)};$$

$$N_{oy}(2) = \frac{N_y(2) \cdot N_x(2)}{N_x(2) + \lambda(2) \cdot N_y(2)}.$$

34. Локальные эффективности контакта на тарелках

$$E_{oy}(1) = 1 - 2,71^{-N_{oy}(1)};$$

$$E_{oy}(2) = 1 - 2,71^{-N_{oy}(2)}.$$

35. Скорость движения слоя жидкости на тарелке:

▪ для верхней части колонны



$$B_{14}(1) = \frac{1,3}{3600 \cdot \left(\frac{L(1)}{\rho_x(1)}\right) / b_w}, \text{ м},$$

$$h_6(1) = 0,14 \cdot \left(\frac{3600 \cdot L(1)}{\rho_x(1) \cdot b_w}\right)^{0,21} \cdot h_4(1)^{0,56} \cdot w_2(1)^{B_{14}(1)} \cdot \left(\frac{\sigma_x(1)}{\sigma_0}\right)^{0,09} \cdot \left(1 - 0,31 \cdot \exp(-110 \cdot \mu_x(1))\right), \text{ м},$$

$$w_5(1) = \frac{L(1) \cdot Z_w}{\rho_x(1) \cdot S_1 \cdot h_6(1)}, \text{ м/с}.$$

▪ для нижней части колонны

$$B_{14}(2) = \frac{1,3}{3600 \cdot \left(\frac{L(2)}{\rho_x(2)}\right) / b_w}, \text{ м},$$

$$h_6(2) = 0,14 \cdot \left(\frac{3600 \cdot L(2)}{\rho_x(2) \cdot b_w}\right)^{0,21} \cdot h_4(2)^{0,56} \cdot w_2(2)^{B_{14}(1)} \cdot \left(\frac{\sigma_x(2)}{\sigma_0}\right)^{0,09} \cdot \left(1 - 0,31 \cdot \exp(-110 \cdot \mu_x(2))\right), \text{ м},$$

$$w_5(2) = \frac{L(2) \cdot Z_w}{\rho_x(2) \cdot S_1 \cdot h_6(2)}, \text{ м/с}.$$

36. При соблюдении условия $h_6 < 0,025$ м принимаются $A_{11} = 0,000416$, $\rho_1 = -1,37$; в противном случае $A_{11} = 0,00058$, $\rho_1 = -0,7$.

37. Коэффициенты турбулентной диффузии на тарелках в колонне составляют:

$$D_{LS}(1) = A_{11} \cdot w_2(1)^{B_{14}(1)} \cdot w_5(1)^{-0,5} \cdot h_6(1)^{p_1}, \text{ м}^2/\text{с};$$

$$D_{LS}(2) = A_{11} \cdot w_2(2)^{B_{14}(2)} \cdot w_5(2)^{-0,5} \cdot h_6(2)^{p_1}, \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

38. Критерии Фурье для верхней и нижней части колонны

$$F_0(1) = \frac{D_{LS}(1) \cdot h_6(1) \cdot b_w}{(L(1)/\rho_x(1)) \cdot Z_w};$$

$$F_0(2) = \frac{D_{LS}(2) \cdot h_6(2) \cdot b_w}{(L(2)/\rho_x(2)) \cdot Z_w}.$$

39. Эффективность тарелок по Мэрфри:

▪ для верхней части колонны

$$\xi_2(1) = \sqrt{1 + 4 \cdot \lambda(1) \cdot E_{oy}(1) \cdot F_0(1)},$$



$$E_{\text{мy}}(1) = \frac{(1 + \xi_2(1))^2 \cdot \exp\left(\frac{\xi_2(1) - 1}{2 \cdot F_0(1)}\right) - (1 - \xi_2(1))^2 \cdot \exp\left(-\frac{\xi_2(1) + 1}{2 \cdot F_0(1)}\right)}{4 \cdot \xi_2(1) \cdot \lambda(1)} - \frac{1}{\lambda(1)}, \text{ д. е.};$$

- для нижней части колонны

$$\xi_2(2) = \sqrt{1 + 4 \cdot \lambda(2) \cdot E_{\text{оy}}(2) \cdot F_0(2)},$$

$$E_{\text{мy}}(2) = \frac{(1 + \xi_2(2))^2 \cdot \exp\left(\frac{\xi_2(2) - 1}{2 \cdot F_0(2)}\right) - (1 - \xi_2(2))^2 \cdot \exp\left(-\frac{\xi_2(2) + 1}{2 \cdot F_0(2)}\right)}{4 \cdot \xi_2(2) \cdot \lambda(2)} - \frac{1}{\lambda(2)}, \text{ д. е.}$$

40. Число действительных тарелок ректификационной колонны:

- для верхней части

$$N(1) = \frac{n_{ts}(1)}{E_{\text{мy}}(1)},$$

- для нижней части

$$N(2) = \frac{n_{ts}(2)}{E_{\text{мy}}(2)},$$

- общее для колонны

$$N = N(1) + N(2).$$

41. Высота ректификационной колонны:

- высота верхней рабочей части

$$H_7(1) = N(1) \cdot H_1, \text{ м},$$

- высота нижней рабочей части

$$H_7(2) = (N(2) - 1) \cdot H_1, \text{ м},$$

- общая высота колонны

$$H = H_7(1) + H_7(2), \text{ м}.$$

42. Масса колонны M , кг, определяется аналогично расчету для колонны с ситчатыми тарелками (**пример 1.9**).

43. Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны

$$\Delta P = \Delta P_1(1) \cdot N(1) + \Delta P_1(2) \cdot N(2), \text{ Па}.$$

Сводка результатов вычислений: диаметр колонны, расстояние между тарелками, действительные скорости пара и жидкости в верхней и нижней частях колонны, числа действительных тарелок, общая высота и масса колонны, гидравлическое сопротивление.

Пример 1.11. Разработать математическую модель и блок-схему расчета оптимального варианта ректификационной колонны для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол». Выполнить расчет тарельчатой колонны с барботажными колпачковыми тарелками, определить гид-



равлическое сопротивление в колонне, ее высоту, а также эффективность тарелок по Мэрфри. Расходы, молярные составы и физико-химические свойства потоков принять из **примера 1.7**.

Составление математического описания

Данный пример является продолжением **примера 1.7**.

1. Расчет коэффициентов уменьшения K_3 и увеличения K_4 расхода исходной смеси осуществляется аналогично **примеру 1.9**.

2. Определяется оценочная скорость пара

▪ для верхней части колонны

$$w_1(1) = 0,1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1) - \rho_y(1)}{\rho_y(1)}}, \text{ м/с};$$

▪ для нижней части колонны

$$w_1(2) = 0,1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2) - \rho_y(2)}{\rho_y(2)}}, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Диаметр верхней и нижней частей колонны будет

$$D_1(1) = \sqrt{\frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot w_1(1)}}, \text{ м};$$

$$D_1(2) = \sqrt{\frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot w_1(2)}}, \text{ м}.$$

3. Из каталогов типового оборудования подбирается стандартный диаметр колонны D_2 (м) таким образом, чтобы значения были одинаковыми для верха и низа колонны. Также принимается к расчету расстояние между тарелками H_1 (м).

4. Для выбранного значения вычисляется действительная скорость пара в колонне

$$w_2(1) = \frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot D_2^2}, \text{ м/с};$$

$$w_2(2) = \frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot D_2^2}, \text{ м/с};$$

5. Затем из каталогов следует принять к расчету конструктивные размеры колпачковой тарелки:

- периметр слива l_w , м;
- относительное сечение перелива S_2 , доли ед.;
- относительное свободное сечение тарелки f_c , доли ед.;



- стандартное число колпачков на тарелке KL ;
- длина сливной перегородки b_w , м;
- расстояние между сливными перегородками Z_w , м;
- коэффициент гидравлического сопротивления ξ_1 ;
- масса тарелки M_{11} , кг.

6. Относительная активная площадь тарелки

$$S_1 = 1 - 2 \cdot S_2, \text{ доли ед.}$$

7. Факторы нагрузки в колонне равняются

$$A_{22}(1) = \frac{L(1)}{G(1)} \cdot \left(\frac{\rho_y(1)}{\rho_x(1)} \right)^{0,5};$$

$$A_{22}(2) = \frac{L(2)}{G(2)} \cdot \left(\frac{\rho_y(2)}{\rho_x(2)} \right)^{0,5}.$$

8. В зависимости от межтарельчатого расстояния и рассчитанного фактора нагрузки (см. прил. Ф) следует определить коэффициенты $B_{12}(1)$ и $B_{12}(2)$ для верхней и нижней частей колонны соответственно. При этом допустимые скорости пара в рабочем сечении колонны будут:

$$w_3(1) = 2,185 \cdot \sigma_x(1)^{0,2} \cdot B_{12}(1) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1) - \rho_y(1)}{\rho_y(1)}}, \frac{\text{м}}{\text{с}};$$

$$w_3(2) = 2,185 \cdot \sigma_x(2)^{0,2} \cdot B_{12}(1) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2) - \rho_y(2)}{\rho_y(2)}}, \text{м/с.}$$

9. Проверка допустимости скоростей пара аналогична предыдущим примерам

- для верхней части колонны

$$w_3(1) \cdot S_1 > K_4 \cdot w_2(1);$$

- для нижней части колонны

$$w_3(2) \cdot S_1 > K_4 \cdot w_2(2).$$

10. При соблюдении условий рассчитываются удельные нагрузки жидкости на сливные перегородки в верхней и нижней частях колонны

$$Q(1) = \frac{L(1)}{\rho_x(1) \cdot l_w}, \text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$Q(2) = \frac{L(2)}{\rho_x(2) \cdot l_w}, \text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

11. Здесь должны соблюдаться следующие условия:

$$Q(1) < 0,017 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$



$$Q(2) < 0,017 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

При невыполнении неравенства следует увеличить диаметр колонны.

12. Факторы паровой нагрузки в колонне составляют:

$$F_4(1) = w_2(1) \cdot \sqrt{\rho_y(1)}, \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с});$$

$$F_4(2) = w_2(2) \cdot \sqrt{\rho_y(2)}, \text{ кг}^{0,5}/(\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

13. Подпор жидкости над сливным порогом

$$h_{ow}(1) = 0,667 \cdot Q(1)^{0,66}, \text{ м};$$

$$h_{ow}(2) = 0,667 \cdot Q(2)^{0,66}, \text{ м}.$$

14. По приложению Ф принимаем значения глубины барботажа $h_2 = 0,05$ м, зазор установки колпачка h_{10} , м. Из стандартных каталогов подбираем высоту прорези колпачка h_9 , м, и число рядов колпачков n_0 . Высота парожидкостного слоя на тарелках в верхней и нижней частях колонны:

$$h_3(1) = h_2 \cdot \frac{1000}{\rho_x(1)} + h_9 + h_{10}, \text{ м};$$

$$h_3(2) = h_2 \cdot \frac{1000}{\rho_x(2)} + h_9 + h_{10}, \text{ м}.$$

15. Высота сливного порога

$$h_4(1) = h_3(1) - h_{ow}(1), \text{ м};$$

$$h_4(2) = h_3(2) - h_{ow}(2), \text{ м}.$$

16. Градиенты уровня жидкости на верхних и нижних тарелках

$$\Delta_3(1) = 0,004 \cdot n_0 \cdot (2,2 - F_4(1)) \cdot (36 \cdot Q(1))^{8 \cdot h_4(1)}, \text{ м};$$

$$\Delta_3(2) = 0,004 \cdot n_0 \cdot (2,2 - F_4(2)) \cdot (36 \cdot Q(2))^{8 \cdot h_4(2)}, \text{ м}.$$

17. В отличие от клапанных и ситчатых тарелок, для колпачковых тарелок величина динамической глубины барботажа h_{11} рассчитывается следующим образом:

$$h_{11}(1) = h_4(1) + h_{ow}(1) + \frac{\Delta_3(1)}{2} - \frac{h_9}{2} - h_{10}, \text{ м};$$

$$h_{11}(2) = h_4(2) + h_{ow}(2) + \frac{\Delta_3(2)}{2} - \frac{h_9}{2} - h_{10}, \text{ м}.$$

18. По приложению Ф принимается значение комплекса $B_{13}(1)$ для тарелок верхней и $B_{13}(2)$ нижней частей колонны. Минимально допустимые скорости пара в свободном сечении тарелок верхней и нижней части колонны составляют:



$$w_4(1) = \frac{B_{13}(1) - 17 \cdot (1 - 1,1 \cdot Q(1)^{0,2})}{\rho_x(1)^{0,5}}, \text{ м/с};$$

$$w_4(2) = \frac{B_{13}(2) - 17 \cdot (1 - 1,1 \cdot Q(2)^{0,2})}{\rho_x(2)^{0,5}}, \text{ м/с}.$$

19. Коэффициент запаса сечения тарелок

▪ для верхней части колонны

$$K_1(1) = \frac{w_2(1) \cdot K_3}{w_4(1) \cdot f_c};$$

▪ для нижней части колонны

$$K_1(2) = \frac{w_2(2) \cdot K_3}{w_4(2) \cdot f_c}.$$

20. Если $K_1(1) > 1$ и $K_1(2) > 1$, то приравниваем $f_c = F_5$.

21. В случае, если

$$0,7 < K_1(1) < 1,$$

$$0,7 < K_1(2) < 1,$$

то для повышения эффективности контакта пара и жидкости следует взять число колпачков

$$KP(1) = KL \cdot K_1(1),$$

$$KP(2) = KL \cdot K_1(2).$$

22. Тогда свободное сечение тарелки составит

$$F_5(1) = f_c \cdot \frac{KL}{K_1(1)},$$

$$F_5(2) = f_c \cdot \frac{KL}{K_1(2)}.$$

23. Если $K_1(1) < 0,7$ и $K_1(2) < 0,7$, то следует прекратить расчет и принять к установке барботажную тарелку другого типа (*примеры 1.8, 1.9*).

24. В случае удовлетворительных значений коэффициента запаса сечения расчет продолжается, и по каталогам выбирается площадь сечения колпачка S_3 , м². По приложению Ф принимается к расчету значение коэффициента B_{14} .

25. Скорости пара в прорезях составляют

$$w_5(1) = \frac{G(1)}{KP(1) \cdot S_3}, \text{ м/с};$$

$$w_5(2) = \frac{G(2)}{KP(2) \cdot S_3}, \text{ м/с}.$$

26. Максимальные скорости пара в прорезях колпачка



$$w_6(1) = 3,898 \cdot B_{14} \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1) \cdot h_9}{\rho_y(1)}}, \text{ м/с};$$

$$w_6(2) = 3,898 \cdot B_{14} \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2) \cdot h_9}{\rho_y(2)}}, \text{ м/с}.$$

27. Степени открытия прорези колпачка характеризуются соотношениями:

$$A_9(1) = \frac{w_5(1)}{w_6(1)}; \quad A_9(2) = \frac{w_5(2)}{w_6(2)}.$$

28. При выполнении неравенств

$$A_9(1) > 1,$$

$$A_9(2) > 1$$

тарелка работает эффективно.

29. В противном случае следует выбрать (см. прил. Ф) номинальную степень открытия прорези колпачка для верхних тарелок $B_{15}(1)$ и для нижних тарелок $B_{15}(2)$ (в зависимости от соответствующих величин A_9), проверить величину открытия сечения прорезей колпачков

$$A_8(1) = B_{15}(1) \cdot h_9;$$

$$A_8(2) = B_{15}(2) \cdot h_9.$$

30. Если для полученных значений не выполняются ограничения

$$A_8(1) < 0,1,$$

$$A_8(2) < 0,1,$$

то тарелка данного типа в этом случае неэффективна, и необходимо принимать к установке другие переливные или провальные конструкции. При удовлетворительных значениях открытия сечения прорезей колпачков расчет продолжается.

31. Факторы аэрации для верхней и нижней частей колонны:

$$\beta_1(1) = \frac{0.1}{4 + 0,3 \cdot w_2(1)/F_5(1)} + \frac{0,253}{h_2^{0,25}};$$

$$\beta_1(2) = \frac{0.1}{4 + 0,3 \cdot w_2(2)/F_5(2)} + \frac{0,253}{h_2^{0,25}}.$$

32. Высота слоя жидкости на верхних и нижних тарелках

$$h_6(1) = h_3(1) \cdot (1 - (1 - \beta_1(1))), \text{ м};$$

$$h_6(2) = h_3(2) \cdot (1 - (1 - \beta_1(2))), \text{ м}.$$



33. Гидравлическое сопротивление колпачковых тарелок составляет:

▪ для верхней части колонны

$$\Delta P_1(1) = 0,5 \cdot \xi_1 \cdot \left(\frac{F_4(1)}{F_5(1)} \right)^2 + 9810 \cdot \beta_1(1) \cdot h_{11}(1), \text{ Па};$$

▪ для нижней части колонны

$$\Delta P_1(2) = 0,5 \cdot \xi_1 \cdot \left(\frac{F_4(2)}{F_5(2)} \right)^2 + 9810 \cdot \beta_1(2) \cdot h_{11}(2), \text{ Па}.$$

34. Высота сепарационного пространства будет

$$H_5 = H_1 - 2,5 \cdot h_2, \text{ м}.$$

35. Величины брызгоуноса (межтарельчатого уноса жидкости):

$$e(1) = \frac{0,0000015}{\sigma_x(1)} \cdot \left(\frac{w_2(1)}{H_5} \right)^{3,2}, \text{ кг/кг};$$

$$e(2) = \frac{0,0000015}{\sigma_x(2)} \cdot \left(\frac{w_2(2)}{H_5} \right)^{3,2}, \text{ кг/кг}.$$

36. При несоблюдении неравенств $e(1) < 0,1 \text{ кг/кг}$ и $e(2) < 0,1 \text{ кг/кг}$ необходимо увеличить по возможности расстояние между тарелками, либо диаметр тарелок.

37. Скорости жидкости в переливных устройствах колпачковых тарелок находят как

$$u(1) = \frac{L(1)}{0,785 \cdot \rho_x(1) \cdot D_2^2 \cdot S_2}, \text{ м/с};$$

$$u(2) = \frac{L(2)}{0,785 \cdot \rho_x(2) \cdot D_2^2 \cdot S_2}, \text{ м/с}.$$

38. Допустимые скорости жидкости в переливных устройствах тарелок:

$$u_d(1) = 0,008 \cdot \sqrt{H_1 \cdot (\rho_x(1) - \rho_y(1))}, \text{ м/с};$$

$$u_d(2) = 0,008 \cdot \sqrt{H_1 \cdot (\rho_x(2) - \rho_y(2))}, \text{ м/с}.$$

39. Если не выполняются условия

$$u(1) < u_d(1),$$

$$u(2) < u_d(2),$$

следует увеличивать расстояние между тарелками либо принимать к расчету тарелку с большим сечением перелива.



40. Аналогично **примерам 1.7 и 1.8** вычисляются средние значения относительной летучести α и коэффициента распределения m для средних концентраций жидкости x_{cp} в верхней и нижней частях колонны.

41. Число единиц переноса в паровой фазе:

$$N_y(1) = 1770 \cdot h_3(1)^{1,2} \cdot \left(\frac{w_2(1) \cdot h_3(1)}{D_y(1)} \right)^{-0,5};$$

$$N_y(2) = 1770 \cdot h_3(2)^{1,2} \cdot \left(\frac{w_2(2) \cdot h_3(2)}{D_y(2)} \right)^{-0,5}.$$

42. Действительные скорости жидкости

$$u_x(1) = \frac{4 \cdot L(1)}{3,14 \cdot \rho_x(1) \cdot D_2^2}, \text{ м/с}^2;$$

$$u_x(2) = \frac{4 \cdot L(2)}{3,14 \cdot \rho_x(2) \cdot D_2^2}, \text{ м/с}^2.$$

43. Числа единиц переноса в жидкой фазе колонны

$$N_x(1) = 126000 \cdot h_3(1)^{1,9} \cdot \left(\frac{u_x(1) \cdot h_3(1)}{D_x(1)} \right)^{-0,5};$$

$$N_x(2) = 126000 \cdot h_3(2)^{1,9} \cdot \left(\frac{u_x(2) \cdot h_3(2)}{D_x(2)} \right)^{-0,5}.$$

44. Факторы отклонения для верхней и нижней частей колонны:

$$\lambda(1) = \frac{m(1) \cdot G(1)}{L(1)};$$

$$\lambda(2) = \frac{m(2) \cdot G(2)}{L(2)}.$$

45. Общие числа единиц переноса составляют:

$$N_{oy}(1) = \frac{N_y(1) \cdot N_x(1)}{N_x(1) + \lambda(1) \cdot N_y(1)};$$

$$N_{oy}(2) = \frac{N_y(2) \cdot N_x(2)}{N_x(2) + \lambda(2) \cdot N_y(2)}.$$

46. Локальные эффективности контакта на тарелках

$$E_{oy}(1) = 1 - 2,71^{-N_{oy}(1)};$$

$$E_{oy}(2) = 1 - 2,71^{-N_{oy}(2)}.$$



47. Коэффициенты турбулентной диффузии

$$D_{LS}(1) = 0,0929 \cdot (0,0124 + 0,59 \cdot h_4(1) + 0,056 \cdot w_2(1) + 12,1 \cdot Q(1)), \text{ м}^2/\text{с};$$

$$D_{LS}(2) = 0,0929 \cdot (0,0124 + 0,59 \cdot h_4(2) + 0,056 \cdot w_2(2) + 12,1 \cdot Q(2)), \text{ м}^2/\text{с}.$$

48. Критерии Фурье для верхней и нижней части колонны

$$F_0(1) = \frac{D_{LS}(1) \cdot h_6(1) \cdot b_w}{(L(1)/\rho_x(1)) \cdot Z_w};$$

$$F_0(2) = \frac{D_{LS}(2) \cdot h_6(2) \cdot b_w}{(L(2)/\rho_x(2)) \cdot Z_w}.$$

49. Эффективность тарелок по Мэрфри:

▪ для верхней части колонны

$$\xi_2(1) = \sqrt{1 + 4 \cdot \lambda(1) \cdot E_{oy}(1) \cdot F_0(1)},$$

$$E_{my}(1) = \frac{(1 + \xi_2(1))^2 \cdot \exp\left(\frac{\xi_2(1) - 1}{2 \cdot F_0(1)}\right) - (1 - \xi_2(1))^2 \cdot \exp\left(-\frac{\xi_2(1) + 1}{2 \cdot F_0(1)}\right)}{4 \cdot \xi_2(1) \cdot \lambda(1)} - \frac{1}{\lambda(1)}, \text{ д. е.};$$

▪ для нижней части колонны

$$\xi_2(2) = \sqrt{1 + 4 \cdot \lambda(2) \cdot E_{oy}(2) \cdot F_0(2)},$$

$$E_{my}(2) = \frac{(1 + \xi_2(2))^2 \cdot \exp\left(\frac{\xi_2(2) - 1}{2 \cdot F_0(2)}\right) - (1 - \xi_2(2))^2 \cdot \exp\left(-\frac{\xi_2(2) + 1}{2 \cdot F_0(2)}\right)}{4 \cdot \xi_2(2) \cdot \lambda(2)} - \frac{1}{\lambda(2)}, \text{ д. е.}$$

51. Число действительных тарелок ректификационной колонны:

▪ для верхней части

$$N(1) = \frac{n_{ts}(1)}{E_{my}(1)},$$

▪ для нижней части

$$N(2) = \frac{n_{ts}(2)}{E_{my}(2)},$$

▪ общее для колонны

$$N = N(1) + N(2).$$

52. Высота ректификационной колонны:

▪ высота верхней рабочей части

$$H_7(1) = N(1) \cdot H_1, \text{ м},$$

▪ высота нижней рабочей части

$$H_7(2) = (N(2) - 1) \cdot H_1, \text{ м},$$



- общая высота колонны

$$H = H_7(1) + H_7(2), \text{ м.}$$

53. Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны

$$\Delta P = \Delta P_1(1) \cdot N(1) + \Delta P_1(2) \cdot N(2), \text{ Па.}$$

54. Масса колонны M , кг, определяется аналогично расчету для колонны с ситчатыми тарелками, приведенному в **примере 1.9**.

Результатами вычислений (выходными параметрами) являются диаметр колонны, расстояние между тарелками, гидродинамические параметры верхней и нижней частей колонны, число действительных тарелок, общая высота, масса колонны и гидравлическое сопротивление. Кроме того, с целью уточнения эффективности тарелок в колонне можно составить циклический элемент алгоритма для вычисления $\alpha(i)$ и $m(i)$ по заданным $x_{cp}(i)$ и рассчитать массивы значений $\lambda(i)$ и $E_{му}(i)$ для верхних и нижних тарелок соответственно.

Пример 1.12. Разработать математическую модель и блок-схему расчета оптимального варианта ректификационной колонны для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол». Выполнить расчет тарельчатой колонны с провальными решетчатыми тарелками, определить гидродинамические характеристики потоков, гидравлическое сопротивление в колонне, ее высоту и эффективность тарелок. Расходы, мольные составы и физико-химические свойства потоков принять из **примера 1.7**.

Составление математического описания

Расчет коэффициентов уменьшения K_3 и увеличения K_4 расхода исходной смеси осуществляется аналогично предыдущим **примерам 1.8–1.11**.

1. Оценочная скорость пара будет:

- для верхней части колонны

$$w_1(1) = 0,17 \cdot \frac{\sqrt{\rho_x(1) - \rho_y(1)}}{\rho_y(1)}, \text{ м/с;}$$

- для нижней части колонны

$$w_1(2) = 0,17 \cdot \frac{\sqrt{\rho_x(2) - \rho_y(2)}}{\rho_y(2)}, \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

2. Диаметр верхней и нижней частей колонны будет

$$D_1(1) = \sqrt{\frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot w_1(1)}}, \text{ м;}$$



$$D_1(2) = \sqrt{\frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot w_1(2)}}, \text{ м.}$$

3. Из каталогов типового оборудования подбирается стандартный диаметр колонны D_2 (м) таким образом, чтобы значения были одинаковыми для верха и низа колонны. Также принимается к расчету расстояние между тарелками H_1 (м).

4. Для выбранного значения диаметра вычисляется действительная скорость пара в колонне

$$w_2(1) = \frac{4 \cdot G(1)}{3,14 \cdot \rho_y(1) \cdot D_2^2}, \text{ м/с;}$$

$$w_2(2) = \frac{4 \cdot G(2)}{3,14 \cdot \rho_y(2) \cdot D_2^2}, \text{ м/с.}$$

5. Далее по каталогам следует принять к расчету конструктивные размеры провальных тарелок:

- толщина листа – δ , м;
- шаг отверстий – t , м;
- свободное сечение отверстий в тарелке – f_c , доли ед.;
- масса тарелки – M_{11} , кг;
- ширина щели – b , м;
- длина щели – l , м.

6. При этом следует принимать во внимание следующие особенности:

- если $D_{cm} > 1$ м, то первоначально принимается $H_1 = 0,3$ м;
 $\delta = 0,002$ м;
- если $D_{cm} < 0,8$ м, то первоначально принимается $H_1 = 0,2$ м;
 $\delta = 0,0025$ м.

7. Коэффициент расширения струи на выходе из отверстия составляет

$$A_{11} = 0,89 \cdot \left(\frac{\delta}{b}\right)^{0,14}.$$

8. Коэффициент сжатия струи на входе в отверстие

$$A_{12} = 0,57 + \frac{0,043}{1 - f_c}.$$

9. Коэффициент сопротивления тарелки равен

$$\xi_1 = \left(\frac{1}{A_{12}} - 1\right)^2 - \left(\frac{1}{A_{11}} - 1\right)^2 + \left(\frac{1}{A_{11}} - f_c\right)^2.$$

10. Доля площади отверстий, занимаемых стекающей жидкостью:

- для верхней части колонны



$$\eta(1) = \frac{1}{1 + \left(\frac{0,3844 \cdot \xi_1 \cdot \rho_x(1)}{\rho_y(1)} \right)^{0,33} \cdot \left(\frac{G(1)}{L(1)} \right)^{0,66}};$$

▪ для нижней части колонны

$$\eta(2) = \frac{1}{1 + \left(\frac{0,3844 \cdot \xi_1 \cdot \rho_x(2)}{\rho_y(2)} \right)^{0,33} \cdot \left(\frac{G(2)}{L(2)} \right)^{0,66}}.$$

11. Сечения тарелок верхней и нижней части колонны для прохода пара

$$F_5(1) = f_c \cdot (1 - \eta(1)),$$

$$F_5(1) = f_c \cdot (1 - \eta(1)).$$

12. Минимально допустимые скорости пара в колонне составляют

$$w_3(1) = 0,185 \cdot F_5(1) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1) - \rho_y(1)}{\rho_y(1)}}, \text{ м/с};$$

$$w_3(2) = 0,185 \cdot F_5(2) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2) - \rho_y(21)}{\rho_y(2)}}, \text{ м/с}.$$

13. Максимально допустимые скорости пара в колонне

$$w_4(1) = 0,416 \cdot F_5(1) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(1) - \rho_y(1)}{\rho_y(1)}}, \text{ м/с};$$

$$w_3(2) = 0,416 \cdot F_5(2) \cdot \sqrt{\frac{\rho_x(2) - \rho_y(21)}{\rho_y(2)}}, \text{ м/с}.$$

14. На данном этапе производится проверка допустимости полученного гидродинамического режима. Если не выполняются условия

$$K_3 \cdot w_2(1) > w_3(1),$$

$$K_3 \cdot w_2(2) > w_3(2),$$

то нужно выбрать меньший диаметр колонны и повторить расчет.

15. При удовлетворительных результатах необходимо проверить максимальную нагрузку

$$K_4 \cdot w_2(1) > w_4(1),$$

$$K_4 \cdot w_2(2) > w_4(2).$$

16. При несоблюдении последних неравенств, необходимо увеличить свободное сечение тарелки f_c или выбрать больший диаметр колонны, и повторить расчеты.



17. Факторы паровой нагрузки в колонне составляют

$$F_4(1) = w_2(1) \cdot \sqrt{\rho_y(1)}, \text{ кг}^{0,5} / (\text{м}^{0,5} \cdot \text{с});$$

$$F_4(2) = w_2(2) \cdot \sqrt{\rho_y(2)}, \text{ кг}^{0,5} / (\text{м}^{0,5} \cdot \text{с}).$$

18. Гидравлическое сопротивление сухой решетчатой тарелки будет:

▪ для верхней части колонны

$$\Delta P_1(1) = 0,5 \cdot \xi_1 \cdot \left(\frac{F_4(1)}{F_5(1)} \right)^2, \text{ Па};$$

▪ для нижней части колонны

$$\Delta P_1(2) = 0,5 \cdot \xi_1 \cdot \left(\frac{F_4(2)}{F_5(2)} \right)^2, \text{ Па}.$$

19. Коэффициенты неоднородности статических давлений в колонне

$$B_9(1) = \frac{1}{1 + \frac{1}{(1,1/F_5(1)) \cdot (\rho_y(1)/\rho_x(1))^{0,25}}};$$

$$B_9(2) = \frac{1}{1 + \frac{1}{(1,1/F_5(2)) \cdot (\rho_y(2)/\rho_x(2))^{0,25}}}.$$

20. Гидравлические сопротивления орошаемых тарелок в верхней и нижней частях колонны

$$\Delta P_2(1) = \frac{0,5 \cdot \xi_1}{1 - \eta(1)} \cdot \left(\frac{1}{1 - B_9(1)} - \eta(1) \right) \cdot \left(\frac{F_4(1)}{F_5(1)} \right)^2 + \frac{2 \cdot \sigma_x(1)}{b \cdot (1 - B_9(1))}, \text{ Па};$$

$$\Delta P_2(2) = \frac{0,5 \cdot \xi_1}{1 - \eta(2)} \cdot \left(\frac{1}{1 - B_9(2)} - \eta(2) \right) \cdot \left(\frac{F_4(2)}{F_5(2)} \right)^2 + \frac{2 \cdot \sigma_x(2)}{b \cdot (1 - B_9(2))}, \text{ Па}.$$

21. Гидравлические сопротивления парожидкостного слоя тарелок

$$\Delta P_3(1) = \left(\frac{0,5 \cdot \xi_1}{1 - \eta(1)} \cdot \left(\frac{F_4(1)}{F_5(1)} \right)^2 + \frac{2 \cdot \sigma_x(1)}{b} \right) \cdot \left(\frac{B_9(1)}{1 - B_9(1)} + \eta(1) \right), \text{ Па};$$

$$\Delta P_3(2) = \left(\frac{0,5 \cdot \xi_1}{1 - \eta(2)} \cdot \left(\frac{F_4(2)}{F_5(2)} \right)^2 + \frac{2 \cdot \sigma_x(2)}{b} \right) \cdot \left(\frac{B_9(2)}{1 - B_9(2)} + \eta(2) \right), \text{ Па}.$$

22. Высота слоя жидкости на тарелке:

▪ для верхней части колонны

$$h_6(1) = \frac{\Delta P_3(1)}{9,81 \cdot \rho_x(1)}, \text{ м};$$



▪ для нижней части колонны

$$h_6(2) = \frac{\Delta P_3(2)}{9,81 \cdot \rho_x(2)}, \text{ м.}$$

23. Проверка запаса жидкости на тарелках:

$$h_6(1) > 0,015, \text{ м;}$$

$$h_6(1) > 0,015, \text{ м.}$$

24. Если указанные условия не выполняются, следует выбрать больший диаметр D_2 и повторить расчеты. После чего вычисляется высота сепарационного пространства:

$$h_5(1) = H_1 - 4 \cdot h_6(1), \text{ м;}$$

$$h_5(1) = H_1 - 4 \cdot h_6(1), \text{ м.}$$

25. Брызгоунос в данном случае составляет

$$e(1) = 0,00014 \cdot \left(\frac{w_2(1)}{h_5(1)} \right)^{2,56}, \text{ кг/кг;}$$

$$e(2) = 0,00014 \cdot \left(\frac{w_2(2)}{h_5(2)} \right)^{2,56}, \text{ кг/кг.}$$

26. При несоблюдении неравенств

$$e(1) < 0,1 \frac{\text{кг}}{\text{кг}}; \quad e(2) < 0,1 \text{ кг/кг,}$$

необходимо увеличить по возможности расстояние между тарелками, либо диаметр тарелок.

27. Аналогично **примерам 1.7–1.10** вычисляются средние значения относительной летучести α и коэффициента распределения m для средних концентраций жидкости x_{cp} в верхней и нижней частях колонны.

28. Число единиц переноса в паровой фазе

$$N_y(1) = 1770 \cdot h_3(1)^{1,2} \cdot \left(\frac{w_2(1) \cdot h_3(1)}{D_y(1)} \right)^{-0,5};$$

$$N_y(2) = 1770 \cdot h_3(2)^{1,2} \cdot \left(\frac{w_2(2) \cdot h_3(2)}{D_y(2)} \right)^{-0,5}.$$

29. Плотности орошения тарелок в колонне составляют

$$u_x(1) = \frac{4 \cdot L(1)}{3,14 \cdot \rho_x(1) \cdot D_2^2}, \text{ м/с}^2;$$

$$u_x(2) = \frac{4 \cdot L(2)}{3,14 \cdot \rho_x(2) \cdot D_2^2}, \text{ м/с}^2.$$



30. Число единиц переноса в жидкой фазе колонны

$$N_x(1) = 126000 \cdot h_3(1)^{1,9} \cdot \left(\frac{u_x(1) \cdot h_3(1)}{D_x(1)} \right)^{-0,5};$$

$$N_x(2) = 126000 \cdot h_3(2)^{1,9} \cdot \left(\frac{u_x(2) \cdot h_3(2)}{D_x(2)} \right)^{-0,5}.$$

31. Факторы отклонения для верхней и нижней частей колонны

$$\lambda(1) = \frac{m(1) \cdot G(1)}{L(1)};$$

$$\lambda(2) = \frac{m(2) \cdot G(2)}{L(2)}.$$

32. Общие числа единиц переноса составляют

$$N_{oy}(1) = \frac{N_y(1) \cdot N_x(1)}{N_x(1) + \lambda(1) \cdot N_y(1)};$$

$$N_{oy}(2) = \frac{N_y(2) \cdot N_x(2)}{N_x(2) + \lambda(2) \cdot N_y(2)}.$$

33. Локальные эффективности контакта на тарелках

$$E_{oy}(1) = 1 - 2,71^{-N_{oy}(1)};$$

$$E_{oy}(2) = 1 - 2,71^{-N_{oy}(2)}.$$

34. На провальных тарелках происходит практически полное перемешивание жидкости, поэтому рассчитанная локальная эффективность контакта принимается как конечная эффективность тарелок.

35. Число действительных тарелок ректификационной колонны:

▪ для верхней части

$$N(1) = \frac{n_{ts}(1)}{E_{oy}(1)},$$

▪ для нижней части

$$N(2) = \frac{n_{ts}(2)}{E_{my}(2)},$$

▪ общее число реальных тарелок

$$N = N(1) + N(2).$$

36. Высота ректификационной колонны:

▪ высота верхней рабочей части

$$H_7(1) = N(1) \cdot H_1, \text{ м},$$

▪ высота нижней рабочей части

$$H_7(2) = (N(2) - 1) \cdot H_1, \text{ м},$$



- общая высота колонны

$$H = H_7(1) + H_7(2), \text{ м.}$$

37. Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны

$$\Delta P = \Delta P_2(1) \cdot N(1) + \Delta P_2(2) \cdot N(2), \text{ Па.}$$

38. Масса колонны M , кг, определяется аналогично расчетам массы для других конструктивных типов колонн (*предыдущие примеры*).

Выходными результатами алгоритма являются: диаметр колонны, расстояние между тарелками, гидродинамические характеристики верхней и нижней частей колонны, число действительных тарелок, общая высота и масса колонны, а также гидравлическое сопротивление.

Пример 1.13. Осуществить тепловой расчет ректификационной колонны, предназначенной для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол». Условия технологического процесса даны в *примере 1.7*.

Кроме того, заданы:

- начальная температура исходной смеси – t_3 , °С;
- конечная температура дистиллята – t_4 , °С;
- конечная температура кубового остатка – t_5 , °С;
- давление P , Па, и влажность x , доли ед., греющего пара в кубе-испарителе;
- охлаждение потоков в дефлегматоре-конденсаторе, холодильнике дистиллята и холодильнике кубового остатка осуществляется водой, которая в результате теплообмена нагревается от начальной температуры t_1 , °С до конечной температуры t_2 , °С.

Определить суммарные расходы теплоносителей на проведение процесса в зависимости от рабочего флегмового числа (*пример 1.7*).

Составление математического описания

Целью тепловых расчетов является определение расходов греющего пара на нагрев и испарение исходной смеси и кубового остатка колонны (рис. 1.9), расходов охлаждающей воды в теплообменниках. Суммарные расходы теплоносителей обуславливают часть энергетических затрат на осуществление ректификации исходной смеси.

Исходными данными для расчетов являются (*пример 1.7*):

- при заданном давлении греющего пара температура конденсации составляет t_6 , °С, теплота парообразования (конденсации) r_3 , Дж/кг – (см. прил. К);
- секундный мольный расход исходной смеси F_3 , моль/с, мольная доля НК (изопропанола) в исходной смеси x_F , доли ед., средняя температура кипения исходной смеси t_F , °С (*пример 1.7*);
- секундный мольный расход дистиллята D , моль/с, мольная доля НК в дистилляте x_D , доли ед., средняя температура кипения дистиллята t_D , °С (*пример 1.7*);



- секундный мольный расход кубового остатка W , моль/с, мольная доля НК в кубовом остатке x_W , доли ед.; средняя температура кипения кубового остатка t_W , °С (*пример 1.7*);

- рабочее флегмовое число R (*пример 1.7*).

1. Средняя температура исходной смеси:

$$ts_F = 0,5 \cdot (t_F + t_3), ^\circ\text{C};$$

2. Вводятся физические свойства НК (см. прил. Г, И):

- молекулярная масса M_1 , кг/кмоль;
- удельная массовая теплоемкость C_1 , Дж/(кг·К) при средней температуре исходной смеси ts_F ;

- удельная массовая теплоемкость C_D , Дж/(кг·К) при температуре кипения дистиллята t_D ;

- удельная теплота испарения r_1 , Дж/кг, при температуре кипения дистиллята t_D .

3. Вводятся физические свойства ВК – (см. прил. Г, И):

- молекулярная масса M_2 , кг/кмоль;
- удельная массовая теплоемкость C_2 , Дж/(кг·К), при средней температуре исходной смеси ts_F ;

- удельная массовая теплоемкость C_W , Дж/(кг·К), при температуре кипения кубового остатка t_W ;

- удельная теплота испарения r_2 , Дж/кг, при температуре кипения кубового остатка t_W .

4. Средняя температура воды составляет

$$ts = 0,5 \cdot (t_1 + t_2), ^\circ\text{C}.$$

5. Вводятся физические свойства воды при средней температуре ts (см. прил. Л):

- удельная массовая теплоемкость C_3 , Дж/кг;

- плотность ρ_3 , кг/м³.

Гидравлические расчеты конструкций колонных аппаратов в предыдущих примерах были проведены на основе одного и того же флегмового числа R (*пример 1.7*). Поэтому расходы теплоносителей, зависящие от R , для различных конструкций будут одинаковыми.

6. Молярные массы исходной смеси M_F , дистиллята M_D и кубового остатка M_W соответственно равны

$$M_F = M_1 \cdot x_F + M_2 \cdot (1 - x_F), \text{ кг/кмоль},$$

$$M_D = M_1 \cdot x_D + M_2 \cdot (1 - x_D), \text{ кг/кмоль},$$

$$M_W = M_1 \cdot x_W + M_2 \cdot (1 - x_W), \text{ кг/кмоль}.$$

7. Секундные массовые расходы исходной смеси G_F , дистиллята G_D и кубового остатка G_W

$$G_F = F_3 \cdot M_F, \text{ кг/с},$$



$$G_D = D \cdot M_D, \text{ кг/с},$$

$$G_W = W \cdot M_W, \text{ кг/с}.$$

8. Удельная массовая теплоемкость исходной смеси будет

$$C_F = C_1 \cdot x_F + C_2 \cdot (1 - x_F), \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)},$$

9. Удельная теплота испарения дистиллята составляет

$$r_D = t_1 \cdot x_D + r_2 \cdot (1 - x_D), \text{ Дж/кг}.$$

Количество теплоты, отдаваемой от потока охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе, определяется по уравнению

$$Q_2 = G_D \cdot (1 + R) \cdot r_D, \text{ Вт}.$$

10. Допускаем значение тепловых потерь в размере 5 % от полезно затрачиваемого тепла процесса ректификации. При этом количество теплоты, получаемой потоком в кубе-испарителе от греющего пара, составляет

$$Q_1 = 1,05 \cdot (Q_2 + G_D \cdot C_D \cdot t_D + G_W \cdot C_W \cdot t_W - G_F \cdot C_F \cdot t_F), \text{ Вт}.$$

11. Тепловая нагрузка парового подогревателя исходной смеси с учетом 5 %-ных тепловых потерь будет

$$Q_F = 1,05 \cdot G_F \cdot C_F \cdot (t_F - t_3), \text{ Вт}.$$

12. Количество теплоты, отдаваемой потоком охлаждающей воде в холодильнике дистиллята

$$Q_D = G_D \cdot C_D \cdot (t_D - t_4), \text{ Вт}.$$

13. Количество теплоты, отдаваемой потоком охлаждающей воде в холодильнике кубового остатка

$$Q_W = G_W \cdot C_W \cdot (t_W - t_5), \text{ Вт}.$$

14. Расход греющего пара определяется из тепловой нагрузки в кубе-испарителе

$$G_1 = \frac{Q_1}{r_3 \cdot x}, \text{ кг/с}.$$

15. Расход греющего пара в подогревателе исходной смеси

$$G_2 = \frac{Q_F}{r_3 \cdot x}, \text{ кг/с}.$$

16. Общий секундный расход греющего пара, необходимый для ректификации заданной смеси

$$G_0 = G_1 + G_2, \text{ кг/с}.$$

17. Расходы охлаждающей воды составляют

- в дефлегматоре-конденсаторе



$$V_1 = \frac{Q_1}{C_3 \cdot \rho_3 \cdot (t_2 - t_1)}, \text{ м}^3/\text{с};$$

▪ в холодильнике дистиллята

$$V_2 = \frac{Q_D}{C_3 \cdot \rho_3 \cdot (t_2 - t_1)}, \text{ м}^3/\text{с};$$

▪ в холодильнике кубового остатка

$$V_3 = \frac{Q_W}{C_3 \cdot \rho_3 \cdot (t_2 - t_1)}, \text{ м}^3/\text{с};$$

▪ общий секундный расход

$$V_0 = V_1 + V_2 + V_3, \text{ м}^3/\text{с}.$$

Выходными данными алгоритма являются значения G_0 и V_0 . Следует заметить, что подбор оптимального варианта теплообменников, необходимых для осуществления моделируемого процесса, может быть произведен аналогично *примеру 1.6*.

Пример 1.14. Разработать математическую модель и блок-схему определения оптимального варианта ректификационной колонны для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол». Осуществить сравнительный анализ рассчитанных вариантов конструкции колонны (*примеры 1.8–1.12*), на основе ориентировочного технико-экономического расчета принять оптимальный вариант конструкции ректификационной установки. В качестве критерия оптимальности использовать годовую рентабельность установки.

Составление математического описания

Целью технико-экономического обоснования рассчитываемой установки является определение прибыли от реализации конечной продукции, величины эксплуатационных (текущих) затрат, эффективности капиталовложений (капитальных затрат в основные фонды – материалы, арматуру, аппараты, оборудование сроком действия более 1 года). Зачастую критерием оптимальности химико-технологического процесса является величина, отображающая в виде целевой функции минимум суммарных (приведенных) капитальных и эксплуатационных затрат. В данном примере при минимуме затрат на проведение процесса возможно получение максимальной прибыли от реализации конечных продуктов (дистиллята и кубового остатка) и максимальной рентабельности установки.

В качестве исходных данных примем полученные в *примерах 1.7–1.12* выходные данные гидравлических расчетов и эффективности тарелок различных конструкций. Для создания циклических вычислений и поиска оптимального варианта конструкции колонны целесообразнее представить



результаты предыдущих вычислений в виде двумерного массива (матрицы) $A(i, j)$ с конечным числом строк i и столбцов j (табл. 3).

Таблица 3

Двумерный массив исходных данных сравнительного анализа

i (типы конструкций колонн)	j (значения переменных)			
	$D_1, \text{ м}$	$H, \text{ м}$	$M, \text{ кг}$	$\Delta P, \text{ Па}$
Насадочная колонна (пример 1.8)	$D_{1,ij}$	H_{ij}	M_{ij}	ΔP_{ij}
Барботажная колонна с ситчатыми тарелками (пример 1.9)	$D_{1,i+1}$	H_{i+1}	M_{i+1}	ΔP_{i+1}
Барботажная колонна с клапанными тарелками (пример 1.10)	$D_{1,i+2}$	H_{i+2}	M_{i+2}	ΔP_{i+2}
Барботажная колонна с колпачковыми тарелками (пример 1.11)	$D_{1,i+3}$	H_{i+3}	M_{i+3}	ΔP_{i+3}
Барботажная колонна с провальными тарелками (пример 1.12)	$D_{1,i+4}$	H_{i+4}	M_{i+4}	ΔP_{i+4}

Также в алгоритм вводятся:

- диаметры D_1 , высоты H , массы M , гидравлические сопротивления ΔP рассчитанных конструкций (в виде двумерного массива) (примеры 1.8–1.12);

- рыночные цены дистиллята (изопропанола) P_1 , руб./кг, кубового остатка (пропанола) P_2 , руб./кг, электроэнергии P_3 , руб./(кВт·час), воды P_4 , руб./кг, греющего пара P_5 , руб./кг, единицы массы металла P_6 , руб./кг;

- секундные массовые расходы дистиллята G_D , кг/с, кубового остатка G_W , кг/с (пример 1.13);

- общие расходы греющего пара G_0 , кг/с и охлаждающей воды V_0 , м³/с установки (пример 1.13);

- средние массовые расходы паровой фазы в верхней $G(1)$, кг/с и нижней $G(2)$, кг/с части колонны (пример 1.7);

- средние плотности паровой фазы в верхней $\rho_y(1)$, кг/м³ и нижней $\rho_y(2)$, кг/м³ части колонны (пример 1.7).

Следует заметить, что рыночные цены на перечисленные выше статьи доходов и расходов зависят от множества факторов и могут принимать значения в весьма широком диапазоне. Выбор цен является индивидуальной самостоятельной деятельностью и должен осуществляться с учетом конъюнктуры рынка, региона, конкурентоспособности технологии и т. д.

С целью упрощения расчетов примем следующие допущения. Предположим, что в данном технологическом процессе товарную ценность представляют оба продукта разделения, поэтому дистиллят и кубовый остаток полностью подлежат последующей реализации за установленные цены P_1 и P_2 . Частью расходов и капиталовложений, не связанных с изме-



нениями в принимаемых к расчету конструкциях (условно-постоянные эксплуатационные затраты, эксплуатация периферийного и теплообменного оборудования, отчисления и годовой фонд оплаты труда работников), при вычислении рентабельности можно пренебречь.

1. Капитальные затраты K в общем случае определяются, исходя из массы M и металлоемкости оборудования с учетом рыночной стоимости приобретения единицы массы металла и транспортно-монтажных затрат (последние принимаются в размере 10 % от общей стоимости оборудования)

$$K = 1,1 \cdot M \cdot P_6, \text{руб.}$$

2. С учетом допущений эксплуатационные затраты E в данном случае складываются из энергетических затрат на теплоносители E_1 и на преодоление гидравлического сопротивления движению пара в колонне E_2 , накладных расходов на содержание оборудования E_3 , амортизационных отчислений E_4

$$E = E_1 + E_2 + E_3 + E_4, \text{руб./год.}$$

3. При этом годовые материальные затраты (с пересчетом секундных расходов в годовые) составляют

$$E_1 = 31536000 \cdot (G_0 \cdot P_5 + V_0 \cdot P_4), \text{руб./год.}$$

4. Годовые затраты электроэнергии насосов на перекачивание паров в колонне

$$N = 0,5 \cdot \left(\frac{G(1)}{\rho_y(1)} + \frac{G(2)}{\rho_y(2)} \right) \cdot \Delta P + H, \text{Вт/с;}$$

$$E_2 = 31536 \cdot N \cdot P_3, \text{руб./год.}$$

5. Годовые расходы на содержание, эксплуатацию и текущий ремонт колонны (накладные расходы) ориентировочно принимаются в размере 15 % от величины капиталовложений

$$E_3 = K \cdot 0,15, \text{руб./год.}$$

6. Амортизация основных фондов зависит от нормативного срока службы моделируемой установки. Примем срок службы $T = 15$ лет. Тогда годовые амортизационные отчисления (в пересчете на начальный период работы колонны) будут

$$E_4 = K \cdot T^{-1}, \text{руб./год.}$$

7. Годовая валовая выручка Pr_1 , которая может быть получена от реализации товарного дистиллята и кубового остатка, вычисляется по формуле (включая пересчет секундных расходов)

$$Pr_1 = 31536000 \cdot (G_D \cdot P_1 + G_W \cdot P_2), \text{руб./год.}$$

8. Чистая годовая прибыль Pr_2 учитывает эксплуатационные затраты процесса и различные финансовые отчисления по налогам и сборам. В данном случае налоговые сборы являются постоянной величиной и в



сравнительном анализе вариантов установки особого значения не имеют (при условии, что рыночные цены были введены в алгоритм без ставки налога на добавочную стоимость)

$$Pr_2 = Pr_1 - E, \text{руб./год.}$$

9. Рентабельность PI характеризует эффективность капиталовложений и величину текущих затрат, является выбранным критерием оптимальности процесса ректификации

$$PI = \frac{Pr_2}{K} \cdot 100, \%$$

10. Строгих мировых регламентов величины рентабельности нет, она может изменяться в широких пределах. Общепринято, что при значении $PI > 30 \%$ технология считается эффективной. В некоторых случаях в зависимости от назначения технологии в производственном процессе могут приниматься к реализации технологические схемы, имеющие $PI < 30 \%$ (в частности, технологии защиты окружающей среды). В данном примере целью реализации процесса является в конечном итоге получение прибыли, поэтому наилучшим вариантом конструкции колонны будет та, для которой значение рентабельности будет максимально (соответственно, величины затрат будут минимальны).

11. На основе расчетов по вышеуказанным формулам формируется массив значений рентабельности $PI(i)$ для каждого варианта конструкции колонны. Далее производится определение максимального значения элемента массива $PI(max)$ в циклическом блоке и вывод того ряда параметров $D_1, H, M, \Delta P$ рассчитанных конструкций, которому соответствует элемент $PI(max)$.

Следует заметить, что в описанный выше алгоритм можно вводить и другие данные, не связанные с *примерами 1.7–1.13*, варьировать число конструкций колонн, подлежащих экономическому обоснованию и оптимизации, принимать другие критерии оптимального выбора ректификационной установки (минимальные приведенные затраты, чистая денежная доходность технологии, наименьший объем аппарата, наибольшая скорость паров и пр.), рассчитывать критерий оптимальности по более полному технико-экономическому обоснованию и т. д., изменяя при этом последовательность расчетных зависимостей.

Пример 1.15. Разработать математическую модель и блок-схему определения оптимального флегмового числа $R_{\text{опт}}$ ректификационной колонны для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол», конструкция которой была обоснована и выбрана в *примере 1.14*. Исходные данные принять из *примеров 1.7–1.13*. В качестве критерия оптимальности использовать годовую рентабельность установки.



Составление математического описания

Особенность данного примера состоит в том, что использованный ранее подход при сравнительном анализе конструкций ректификационной колонны может применяться и с целью оптимизации конкретной конструкции. В предыдущем примере определялись оптимальные конструктивные параметры при постоянном значении флегмового числа R . В этом примере для выбранной конструкции колонны поиску оптимума подлежит флегмовое число, которое в действительности может изменяться в весьма широких пределах от R_{min} до $R \rightarrow \infty$ и зависит от коэффициента избытка флегмы β . Было установлено, что оптимальный диапазон значений β для разделения смеси «пропанол – изопропанол» составляет от 1,2 до 2,5. В этих пределах можно сформировать массив значений $M = \beta(i \dots n)$ для дальнейшего циклического поиска с шагом $\Delta t = 0,1$.

Расчеты выполняются для конструкции, которая имеет наилучшее значение критерия оптимальности в *примере 1.14*.

1. Исходные данные для определения материального баланса:

- мольные расходы исходной смеси F , дистиллята D и кубового остатка W (моль/с);
- мольные доли НК в исходной смеси x_F , дистилляте x_D и кубовом остатке x_W (доли ед.) (*пример 1.7*);
- физические свойства НК и ВК: молекулярные массы M (кг/кмоль), плотность ρ (кг/м³), вязкость μ (Па·с), поверхностное натяжение σ (Н/м), температуры кипения $T_{кип}$ (К);
- минимальное флегмовое число R_{min} , равновесные концентрации пара в смеси y_F^* , дистилляте y_D^* , кубовом остатке y_W^* (доли ед.) (*пример 1.7*).

2. Для теплового расчета потребуются следующие значения:

- влажность греющего пара x (доли ед.), давление греющего пара (Па), температура конденсации при этом давлении t_6 , °С, теплота парообразования (конденсации) r_3 , Дж/кг;
- удельная массовая теплоемкость НК C_1 (Дж/кг·К) при средней температуре исходной смеси ts_F ;
- удельная массовая теплоемкость НК C_D (Дж/кг·К) при температуре кипения дистиллята t_D ;
- удельная теплота испарения НК r_1 (Дж/кг) при температуре кипения дистиллята t_D ;
- удельная массовая теплоемкость ВК r_2 (Дж/кг·К) при средней температуре исходной смеси ts_F ;
- удельная массовая теплоемкость ВК C_W (Дж/кг·К) при температуре кипения кубового остатка t_W ;
- удельная теплота испарения ВК r_2 (Дж/кг) при температуре кипения кубового остатка t_W ;



- средняя температура воды $t_s = 0,5 \cdot (t_1 + t_2)$, при этой температуре удельная массовая теплоемкость воды C_3 , Дж/кг, плотность ρ_3 , кг/м³, поверхностное натяжение σ при 20 °С.

3. Для технико-экономических расчетов следует задать: рыночные цены товарного дистиллята P_1 , руб./кг; кубового остатка P_2 , руб./кг; электроэнергии P_3 , руб./кВт·час; воды P_4 , руб./кг; греющего пара P_5 , руб./кг; единицы массы металла P_6 , руб./кг (**пример 1.13**).

Для первого элемента массива $M1 = \beta(i \dots)n$, равного $\beta = 1,2$, рассчитываются:

4. Флегмовое число $R(i)$, число теоретических ступеней ректификации (потарелочным методом) $n_{ts}(i)$, расходы, средние концентрации, средние физические свойства жидкой и паровой фаз для верхней и нижней части колонны. Алгоритм расчета аналогичен созданному в **примере 1.7**.

5. Диаметр, эффективность по Мэрффи, действительное число тарелок, общая высота, масса и гидравлическое сопротивление колонны выбранной конструкции (алгоритмы даны в **примерах 1.8–1.12**).

6. Общие расходы греющего пара, охлаждающей воды (на основе алгоритма теплового расчета в **примере 1.13**).

7. Годовая рентабельность $PI(i)$ (критерий оптимальности) – результат технико-экономического обоснования ректификационной установки (**пример 1.14**).

8. Расчеты повторяются для следующего элемента массива $M1 = \beta(i)$, значение которого отличается от значения первого элемента на величину $\Delta t = 0,1$. При достижении граничного условия (ГУ) $\beta = 2$ осуществляется выход из большого цикла, после чего следует сформировать двумерный массив рассчитанных значений $M2 = \beta(i \dots n)$, соответствующих элементам предыдущего массива $M1 = \beta(i \dots n)$.

9. В результате циклического блока поиска максимального значения определяется величина PI_{max} , которая будет соответствовать оптимальному значению β и, следовательно, искомому оптимальному флегмовому числу R_{opt} .

Таблица 4

Табличное отображение двумерного массива данных для оптимизации ректификационной установки

β	R_{opt}	D_1 , м	H , м	M , кг	ΔP , Па	PI , %
β_{ij}	R_{ij}	$D_{1,ij}$	H_{ij}	M_{ij}	ΔP_{ij}	PI_{ij}
$\beta_{i+\Delta t}$	$R_{i+\Delta t}$	$R_{1,i+\Delta t}$	$H_{i+\Delta t}$	$M_{i+\Delta t}$	$\Delta P_{i+\Delta t}$	$PI_{i+\Delta t}$
...
β_n	R_n	$R_{i,n}$	H_n	M_n	ΔP_n	PI_n

10. Также следует вывести расчетные конечные параметры колонны при полученном R_{opt} (табл. 4).



2. ЗАДАЧИ ДЛЯ САМОСТОЯТЕЛЬНОГО РЕШЕНИЯ

Задача 2.1. Пары этанола из его смеси с воздухом поглощаются активным углем в периодическом адсорбере (исходные параметры для задач 2.1–2.7 даны в табл. 5).

Заданы:

- начальная концентрация адсорбтива C_1 , кг/м³;
- концентрация этанола на выходе из аппарата C_2 , кг/м³;
- расход паровоздушной смеси V_1 , м³/час;
- скорость паровоздушной смеси на полное сечение аппарата w , м/с;
- динамическая активность адсорбента по этанолу $A = 0,08$ масс. дол. ед.;

дол. ед.;

- остаточная активность после десорбции $B = 0,008$ масс. дол. ед.;
- насыпная плотность адсорбента $\rho = 520$ кг/м³;
- продолжительность 1 периода адсорбции $t_1 = 1,45$ час;
- активность угля $a_0 = 250$ кг/м³;
- диаметр частиц угля $d_1 = 2$ мм.

Составить математическую модель и определить: требуемое количество адсорбента (активного угля) G_1 , кг, высоту слоя адсорбента h , м, диаметр адсорбера D , м, коэффициент защитного действия слоя адсорбента K , потерю времени защитного действия t_0 , динамические характеристики адсорбента B_1 и B_2 , количество теплоты q , кДж, которое выделяется за 1 период адсорбции.

Задача 2.2. Составить математическое описание роторно-дискового колонного экстрактора, предназначенного для извлечения фенола из воды путем его экстракции бензолом. Определить основные размеры экстрактора, размеры его внутренних устройств, гидродинамические характеристики (*пример 1.2*).

Условия проведения процесса следующие:

- расход исходной смеси V_x , м³/час;
- начальная концентрация фенола в воде C_{x1} , кг/м³;
- конечная концентрация фенола в воде C_{x2} , кг/м³;
- начальная концентрация фенола в экстрагенте $C_{y1} = 0,015$ кг/м³;
- степень очистки воды (извлечения фенола) $\eta = 97$ %;
- средняя температура в экстракторе $t_{cp} = 28$ °С.

Задача 2.3. Составить математическую модель и произвести вычисления основных размеров сушилки в псевдоожиженном (кипящем слое), а также расход воздуха и затраты тепла на сушку в следующей технологической операции:

- на сушку поступает G_1 , т/час, суспензии полистирола;
- плотность начальной суспензии полистирола $\rho_0 = 720$ кг/м³;
- начальная влажность суспензии $w_1 = 0,05$ доли ед. (масс.);



- влажность высушенного материала $w_2 = 0,005$ доли ед. (масс.);
- размер частиц материала округлой формы $d = 0,002$ м;
- теплоемкость материала $c_1 = 1,76$ кДж/(кг·К);
- температура воздуха на входе в сушилку составляет t_1 , °С, на выходе t_2 , °С;
- начальная температура высушиваемого материала $t_3 = 30$ °С, конечная температура $t_4 = 60$ °С;
- параметры окружающего воздуха: температура $t_0 = 22$ °С, относительная влажность $\varphi_0 = 59$ %, влагосодержание $x_0 = 0,0103$ кг влаги/кг сухого воздуха, теплосодержание (энтальпия) $I_0 = 48,5$ кДж/кг сухого воздуха.

Задача 2.4. Составить математическую модель вакуум-кристаллизатора с псевдоожиженным слоем и произвести компьютерный расчет его основных рабочих параметров (диаметр, высота, скорость движения раствора, производительность по кристаллической фазе, количество упариваемой воды, средний размер кристаллов).

Заданы следующие условия проведения технологического процесса кристаллизации $MgSO_4$ из водного раствора:

- производительность по исходному раствору $MgSO_4$ G_H , кг/с;
- массовая доля $MgSO_4$ в исходном растворе Y_H , %;
- температура исходного раствора t_H , °С;
- температура маточного раствора на выходе из кристаллизатора $t_K = 18$ °С;
- средний размер (радиус) кристаллов в первом приближении $r_1 = 0,0022$ м;
- по экспериментальным данным значения эмпирических констант в уравнении (5.73) $a = 4,8$; $b = 257$;
- величина предельного пересыщения водного раствора $MgSO_4$ $S_{пр} = 91$ кг/м³;
- удельная теплота кристаллизации $MgSO_4$ $q = 65700$ Дж/кг;
- плотность кристаллической фазы $\rho_x = 1700$ кг/м³;
- оптимальное значение порозности $\varepsilon = 0,75$ (доли ед.).

Задача 2.5. Составить математическую модель пенного (барботажного) газопромывателя круглого сечения для очистки от пыли технологического газа, произвести расчет его основных размеров.

Заданы:

- расход газа V_1 , н.м³/час, при температуре t_1 , °С;
- запыленность газа на входе в аппарат c_1 , кг/м³ (при нормальных условиях);
- степень очистки газа $E = 0,92$ (доли ед.);
- интенсивность потока на сливе с решетки аппарата $i = 1$ м³/м·час;



- аппарат имеет решетку с крупными отверстиями диаметром $d_2 = 0,006$ м;

- скорость движения газа в полном сечении аппарата $w_1 = 2$ м/с;

- скорость движения газа в отверстии решетки $w_2 = 10$ м/с.

Задача 2.6. Составить математическую модель насадочного скруббера, предназначенного для поглощения углекислого газа CO_2 водой из воздуха (*пример 1.6*).

Заданы:

- производительность абсорбера по газу в нормальных условиях $V_0 = 10$ н.м³/с;

- давление газа на входе в абсорбер составляет $P_1 = 1,5$ ат;

- концентрация CO_2 в воздухе на входе в абсорбер y_1 , кг/м³;

- концентрация CO_2 в воздухе на выходе из абсорбера y_2 , кг/м³;

- концентрация CO_2 в воде, подаваемой в абсорбер, x_1 , доли ед. масс.;

- средняя температура потоков в абсорбере равна t , °С;

- коэффициент избытка абсорбента $\varphi = 1,3$;

- тип насадки: неупорядоченные керамические кольца Рашига (уложенные внавал);

- параметр, учитывающий ассоциацию молекул $b_1 = 1$.

Задача 2.7. Разработать математическую модель и блок-схему расчета оптимального варианта непрерывно действующей ректификационной колонны для разделения бинарной смеси «пропанол – изопропанол» (*примеры 1.7–1.15*). Определить число теоретических ступеней ректификации, расходы и физические свойства потоков в колонне, эффективность массообменных устройств насадочной и барботажной колонны, а также провести тепловой расчет и определить расходы вспомогательных теплоносителей. С помощью критерия оптимальности (годовой рентабельности процесса) определить наиболее выгодную конструкцию установки.

Заданы технологические условия и допущения:

- производительность F_1 , кг/час, которую должна обеспечить колонна по исходной смеси;

- колебания нагрузки от F_{min} , кг/час, до F_{max} , кг/час;

- мольная доля низкокипящего компонента в исходной смеси x_F , доли ед., в дистилляте x_D , доли ед., в кубовом остатке x_W , доли ед.;

- конечная температура дистиллята $t_4 = 25$ °С;

- конечная температура кубового остатка $t_5 = 25$ °С;

- давление $P = 588600$ Па и влажность $x = 0,05$ дол. ед. греющего пара в кубе-испарителе;

- охлаждение потоков в дефлегматоре-конденсаторе, холодильнике дистиллята и холодильнике кубового остатка осуществляется водой, которая в результате теплообмена нагревается от начальной температуры $t_1 = 25$ °С до конечной температуры $t_2 = 25$ °С;



Таблица 5

Исходные параметры для задач 2.1–2.7

Номер задачи	Номер варианта									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2.1	C_1	0,05	0,051	0,049	0,048	0,047	0,046	0,045	0,044	0,043
	C_2	0,00030	0,00031	0,00032	0,00033	0,00034	0,00035	0,00036	0,00037	0,00038
	V_1	3000	3100	3200	3300	3400	3500	3600	3700	3800
	w	0,2	0,25	0,3	0,35	0,4	0,45	0,5	0,55	0,6
	V_x	4	4,2	4,4	4,6	4,8	5	5,2	5,4	5,6
2.2	C_{x1}	0,3	0,31	0,32	0,33	0,34	0,35	0,36	0,37	0,38
	C_{x2}	0,008	0,01	0,009	0,008	0,01	0,009	0,008	0,01	0,009
	G_1	5,2	5,4	5,6	5,8	6	6,2	6,4	6,6	6,8
	t_1	110	112	114	116	118	120	122	124	126
	t_2	50	51	52	53	54	55	56	57	58
2.3	G_H	3	3,4	3,8	4,2	4,6	5	5,4	5,8	6,2
	Y_H	21	22	23	24	25	26	27	28	29
	t_H	40	42	44	46	48	50	52	54	56
	V_1	30000	33000	36000	39000	42000	45000	48000	51000	54000
	t_1	100	95	90	85	80	75	70	65	60
2.4	c_1	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,04	0,03	0,02	0,01
	y_1	0,04	0,039	0,038	0,037	0,036	0,035	0,034	0,033	0,032
	y_2	0,01	0,011	0,012	0,013	0,014	0,015	0,014	0,013	0,012
	x_1	0,18	0,17	0,16	0,15	0,14	0,13	0,12	0,11	0,10
	t	40	40	35	35	30	30	25	25	20
2.5	F_1	6000	6500	7000	7500	8000	8500	9000	9500	10000
	F_{min}	5400	5850	6300	6750	7200	7650	8100	8550	9000
	F_{max}	6300	6870	7230	7745	8250	8900	9105	9700	10430
	x_F	0,32	0,34	0,36	0,38	0,4	0,42	0,44	0,46	0,48
	x_D	0,95	0,95	0,96	0,96	0,97	0,98	0,98	0,99	0,99
	x_W	0,05	0,05	0,04	0,04	0,03	0,02	0,02	0,01	0,01
2.6										
2.7										



- рыночные цены дистиллята (изопропанола) $P_1 = 3$ у.е./кг, кубового остатка (пропанола) $P_2 = 4$ у.е./кг, электроэнергии $P_3 = 0,032$ у.е./ (кВт·час), воды $P_4 = 0,001$ у.е./кг, греющего пара $P_5 = 2,1$ у.е./кг, единицы массы металла (материального исполнения колонны) $P_6 = 7$ у.е./кг;

- пересчет условных единиц измерения стоимости (у.е.) осуществляется в зависимости от текущего курса мировых валют по отношению к рублю;

- коэффициент избытка флегмы находится в интервале $\beta = 1,2 \dots 3$, в первом приближении принять $\beta(i) = 1,2$;

- колонна предназначена для работы под атмосферным давлением;

- исходная смесь поступает в виде жидкости, нагретой до температуры кипения;

- мольные расходы потоков в колонне постоянны, куб-испаритель и холодильник дистиллята не обладают разделяющим действием.

Заключение

В данном пособии сделан упор на самостоятельное освоение образовательной программы. Цель самостоятельной работы – исследование физико-химических зависимостей и вычисление основных параметров технологического процесса; составление детерминированной модели, ее алгоритма и анализа (решения математического описания); реализация модели посредством компьютерных прикладных программ в зависимости от конкретной специализации и имеющихся возможностей программирования.

Приведены основные расчетные зависимости массообменных процессов и аппаратов химической технологии, примеры составления математического описания с целью анализа их при различных заданных условиях.

Представленные в пособии примеры и задачи для самостоятельного решения рекомендуется использовать при промежуточном контроле знаний студентов. Кроме того, на основе имеющихся в разделах формул и зависимостей, характеризующих ХТП, возможно решение большинства прямых и обратных задач при оптимизации и проектировании изучаемых процессов и аппаратов. В частности, в пособии даны примеры оптимизации ректификационных колонн и обоснования оптимального выбора их конструкции.

Справочные данные значений коэффициентов и других табличных величин в пособии приведены лишь частично, так как оно предназначено для изучения основ математического моделирования в качестве дополнения к лекционному материалу.



Список рекомендуемой литературы

1. Справочник химика: в 7 т. – 3-е изд., перераб. и доп. / под ред. Б.Н. Никольского. – М. : Химия, 2001. – 6432 с.
2. Абалонин Б.Е. Основы химических производств : учеб. пособие для вузов / Б.Е. Абалонин, И.М. Кузнецова, Х.Э. Харлампиди. – М. : Химия, 2001. – 472 с.
3. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии : в 2 т. / В.Г. Айнштейн [и др.]. – М. : Химия, 2002. – 888 с.
4. Амирова С.А. Основы теоретического анализа химико-технологических процессов: Методические рекомендации : в 2 ч. / С.А. Амирова, С.В. Островский. – Екатеринбург : Изд-во УрО РАН, 2002. – 156 с.
5. Аренс В.Ж. Физико-химическая геотехнология : учеб. пособие / В.Ж. Аренс. – М. : Изд-во МГГУ, 2001. – 740 с.
6. Барышок В.П. Общая химическая технология : учеб. пособие / В.П. Барышок. – Иркутск : Изд-во ИрГТУ, 2003. – 149 с.
7. Кутепов А.М. Общая химическая технология : учеб. для техн. вузов / А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г. Беренгартен. – 2-е изд., испр. и доп. – М. : Высш. шк., 2004. – 520 с.
8. Гунич С.В. Аппараты химической технологии : учеб. пособие / С.В. Гунич, Е.В. Янчуковская. – Иркутск : Изд-во ИрГТУ, 2007. – 56 с.
9. Гумеров А.М. Математическое моделирование химико-технологических процессов : учеб. пособие / А.М. Гумеров. – СПб. : Лань, 2014. – 176 с.
10. Гухман А.А. Введение в теорию подобия / А.А. Гухман. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Высш. шк., 2004. – 253 с.
11. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Ю.И. Дытнерский. – М. : Химия, 2004. – 452 с.
12. Ефремов Г.И. Моделирование химико-технологических процессов : учебник / Г.И. Ефремов. – М. : ИНФРА-М, 2016. – 255 с.
13. Закгейм А.Ю. Общая химическая технология: введение в моделирование химико-технологических процессов / А.Ю. Закгейм. – М. : Логос, 2009. – 304 с.



14. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – 10-е изд., стер. – М. : ООО ТИД «Альянс», 2008. – 784с.
15. Кафаров В.В. Математическое моделирование основных процессов химических производств : учеб. пособие для вузов / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов. – М. : Высш. шк., 2003. – 400 с.
16. Кафаров В.В. Программирование и вычислительные методы в химии и химической технологии / В.В. Кафаров, А.И. Бояринов, В.Н. Ветохин. – 2-е изд., перераб. – М. : Наука, 2005. – 487 с.
17. Кирий В.Г. Информатика : учеб. пособие / В.Г. Кирий. – Иркутск : Изд-во ИрГТУ, 2009. – 249 с.
18. Информатика и вычислительная математика / А.В. Кравцов [и др.]. – Томск : Изд-во ТПУ, 2003. – 245 с.
19. Компьютерный анализ химических реакторов : учеб. пособие / А.В. Кравцов [и др.]. – Томск : Изд-во ТПУ, 2009. – 106 с.
20. Кутепов А.М. Процессы и аппараты химической технологии. Явления переноса, макрокинетика, подобие, моделирование, проектирование : учеб. пособие / А.М. Кутепов. – М. : Логос, 2002. – 600 с.
21. Ликучев В.Г. Математические и логические основы электронно-вычислительной техники : учеб. пособие / В.Г. Ликучев. – Ангарск : Изд-во АГТА, 2003. – 82 с.
22. Ликучев В.Г. Применение ЭВМ в химической технологии : учеб. пособие / В.Г. Ликучев. – Ангарск : Изд-во АГТА, 2002. – 96 с.
23. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – М. : ООО ТИД «Альянс», 2006. – 576 с.
24. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А.Н. Плановский, П.И. Николаев. – М. : Химия, 2007. – 540 с.
25. Рид Р. Свойства газов и жидкостей : справочник / Р. Рид, Т. Шервуд, Д. Праусниц. – 3-е изд. – Л. : Химия, 2002. – 591 с.
26. Рудин М.Г. Карманный справочник нефтепереработчика / М.Г. Рудин. – М. : ЦНИИТ Энефтехим, 2004. – 336 с.
27. Самойлов Н.А. Моделирование в химической технологии и расчет реакторов : учеб. пособие / Н.А. Самойлов. – Уфа : Лань, 2006. – 195 с.



28. Самойлов Н.А. Примеры и задачи по курсу «Математическое моделирование химико-технологических процессов» : учеб. пособие / Н.А. Самойлов. – СПб. : Лань, 2013. – 176 с.
29. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А.И. Скобло [и др.]. – М. : Недра, 2004. – 677 с.
30. Смирнов Н.Н. Химические реакторы в примерах и задачах / Н.Н. Смирнов, А.И. Волжинский, В.А. Плесовских. – СПб. : Химия, 2004. – 275 с.
31. Соколов Р.С. Химическая технология / Р.С. Соколов. – М. : ГИЦ «Владос», 2000. – 368 с.
32. Ульянов Б.А. Процессы и аппараты химической технологии : учеб. пособие / Б.А. Ульянов, В.Я. Бадеников, В.Г. Ликучев. – Ангарск : Изд-во АГТА, 2006. – 743 с.
33. Ульянов Б.А. Процессы и аппараты химической технологии. Гидравлические процессы : учеб. пособие / Б.А. Ульянов, Б.И. Щелкунов. – Иркутск : Изд-во ИГУ, 2006. – 220 с.
34. Ульянов Б.А. Гидравлика и массообмен в тарельчатых ректификационных аппаратах / Б.А. Ульянов, Б.И. Щелкунов. – Иркутск : Изд-во ИрГТУ, 2007. – 244 с.
35. Янчуковская Е.В. Аппараты химической технологии : учеб. пособие / Е.В. Янчуковская, Д.В. Гендин. – Иркутск : Изд-во ИрГТУ, 2005. – 40 с.
36. Янчуковская Е.В. Моделирование тепловых процессов в химической технологии. Примеры и задачи : учеб. пособие / Е.В. Янчуковская. – Иркутск : Изд-во ИРНИТУ, 2018. – 96 с.



Плотность некоторых жидкостей в зависимости от температуры

Вещество	Плотность ρ , кг/м ³ , в зависимости от T , °C							
	–20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Азотная кислота, 100 %	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
Азотная кислота, 50 %	–	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Бензол	–	900	879	858	836	815	793	769
Бутанол	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	–	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Изопропанол	817	801	785	768	752	735	718	700
Метанол, 100 %	828	810	792	774	756	736	714	–
Метанол, 40 %	–	946	935	924	913	902	891	880
NaOH, 50 % раствор	–	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
NaOH, 40 % раствор	–	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
NaOH, 20 % раствор	–	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
NaCl, 20 % р-р	–	1147	1148	1189	1130	1120	1110	1100
Пропанол	–	819	804	788	770	752	733	711
H ₂ SO ₄ , 98 %	–	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
H ₂ SO ₄ , 75 %	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
H ₂ SO ₄ , 60 %	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Соляная кислота, 30 %	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Уксусная кислота, 100 %	–	1072	1048	1027	1004	981	958	922
Уксусная кислота, 50 %	–	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Этанол, 100 %	823	806	789	772	754	735	716	693
Этанол, 80 %	–	857	843	828	813	797	783	768
Этанол, 60 %	–	904	891	878	864	849	835	820
Этанол, 40 %	–	947	935	923	910	897	885	872
Этанол, 20 %	–	977	969	957	946	934	922	910

Примечание. Для вычисления плотности веществ при температурах, не указанных в таблице, рекомендовано воспользоваться формулой линейной интерполяции.



Приложение Б

Динамические коэффициенты вязкости некоторых жидкостей

Вещество	Вязкость μ , Па·с, в зависимости от T , °C						
	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Азотная кислота, 100 %	0,00105	0,0008	0,00064	0,0005	0,00039	0,00035	0,00031
Азотная кислота, 50 %	0,00305	0,00188	0,00128	0,0009	0,00068	0,00053	0,00044
Бензол	0,00091	0,00065	0,00049	0,00039	0,00032	0,00026	0,00022
Бутанол	0,00519	0,00295	0,00178	0,00114	0,00076	0,00054	0,00038
Вода	0,00179	0,001	0,00066	0,00047	0,00036	0,00028	0,00023
Гексан	0,0004	0,00032	0,00026	0,00022	0,00019	0,00016	0,00013
Изопропанол	0,0046	0,00239	0,00133	0,0008	0,00052	0,00038	0,00029
Метанол, 100 %	0,00082	0,00058	0,00045	0,00035	0,00029	0,00024	0,00021
Метанол, 40 %	0,00365	0,00184	0,00137	—	—	—	—
NaOH, 50 % раствор	—	—	0,025	0,00803	0,00554	0,00397	0,00342
NaOH, 40 % раствор	—	0,04	0,014	0,00544	0,00362	0,00272	0,00237
NaOH, 20 % раствор	—	0,00448	0,00248	0,00163	0,00127	0,00115	0,00108
NaCl, 20 % раствор	0,00267	0,00156	0,00103	0,00074	0,00057	0,00046	0,00038
H ₂ SO ₄ , 98 %	0,055	0,0258	0,0129	0,0075	0,0041	0,0027	0,002
H ₂ SO ₄ , 75 %	0,03	0,0139	0,0081	0,0046	0,0028	0,0019	0,00145
H ₂ SO ₄ , 60 %	0,0105	0,00552	0,00342	0,0024	0,0015	0,00107	0,0009
Пропанол	0,00382	0,00221	0,00137	0,00090	0,00062	0,00044	0,00033
Соляная кислота, 30 %	—	0,0017	0,0013	—	—	—	—
Уксусная кислота, 100 %	—	0,00122	0,0009	0,0007	0,00056	0,00046	0,00037
Уксусная кислота, 50 %	0,00435	0,00221	0,00135	0,00092	0,00065	0,0005	0,0004
Этанол, 100 %	0,00178	0,00119	0,00083	0,00059	0,00044	0,00033	0,00025
Этанол, 80 %	0,00369	0,00201	0,0012	0,00079	0,00057	0,00052	0,00043
Этанол, 60 %	0,00575	0,00267	0,00145	0,0009	0,0006	0,00045	0,00034
Этанол, 40 %	0,00714	0,00291	0,00148	0,00089	0,0006	0,00044	0,00034
Этанол, 20 %	0,00105	0,0008	0,00064	0,0005	0,00039	0,00035	0,00031

Примечание. Для вычисления вязкости веществ при температурах, не указанных в таблице, рекомендовано воспользоваться формулой линейной интерполяции.



Приложение В

Поверхностное натяжение некоторых жидкостей

Вещество	Поверхностное натяжение σ , Н/м, при T , °C							
	–20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Азотная кислота, 100 %	0,0483	0,0448	0,0414	0,0382	0,0352	0,0324	0,0298	0,0274
Азотная кислота, 50 %	–	0,0682	0,0654	0,0622	0,0588	0,0552	0,0515	0,0475
Бензол	–	0,0317	0,029	0,0263	0,0237	0,0213	0,0188	0,0164
Бутанол	0,028	0,0262	0,0246	0,0229	0,0212	0,0195	0,0178	0,016
Вода	–	0,0756	0,0728	0,0696	0,0662	0,0626	0,0589	0,0549
Гексан	0,0226	0,0205	0,0184	0,0163	0,0142	0,0121	0,01	0,0079
Изопропанол	0,0247	0,0232	0,0217	0,0201	0,0185	0,017	0,0155	0,014
Метанол, 100 %	0,0266	0,0245	0,0226	0,0209	0,0193	0,0176	0,0157	0,0136
NaOH, 50 % раствор	–	–	0,13	0,13	0,129	0,129	0,128	0,128
NaOH, 40 % раствор	–	–	0,108	0,108	0,107	0,107	0,106	0,106
NaOH, 20 % раствор	–	–	0,0858	0,085	0,0847	0,0832	0,0813	0,0796
NaCl, 20 % раствор	–	0,0826	0,0798	0,0766	0,0732	0,0696	0,0659	0,0619
H ₂ SO ₄ , 98 %	–	0,0559	0,0551	0,0543	0,0537	0,0531	0,0525	0,0519
H ₂ SO ₄ , 75 %	0,0741	0,0736	0,0731	0,0726	0,0721	0,0716	0,0711	0,0706
H ₂ SO ₄ , 60 %	0,0773	0,0767	0,0761	0,0754	0,0745	0,0736	0,0727	0,0718
Соляная кислота, 30 %	–	0,0726	0,0698	0,0666	0,0632	0,0596	0,0559	0,0519
Уксусная кислота, 100 %	–	0,0297	0,0278	0,0258	0,0238	0,0218	0,0198	0,018
Уксусная кислота, 50 %	–	0,043	0,04	0,037	0,033	0,03	0,027	0,024
Этанол, 100 %	0,0257	0,024	0,0223	0,0206	0,019	0,0173	0,0155	0,0134
Этанол, 80 %	–	0,026	0,025	0,023	0,021	0,02	0,018	0,016
Этанол, 60 %	–	0,028	0,027	0,025	0,023	0,022	0,02	0,018
Этанол, 40 %	–	0,032	0,03	0,028	0,026	0,024	0,022	0,019
Этанол, 20 %	–	0,04	0,038	0,036	0,033	0,031	0,029	0,027

Примечание. Для вычисления поверхностного натяжения веществ при температурах, не указанных в таблице, рекомендовано воспользоваться формулой линейной интерполяции.



Удельная массовая теплоемкость некоторых жидкостей

Вещество	Теплоемкость c , Дж / (кг · К), в зависимости от T , °С							
	–20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Азотная кислота, 100 %	1738,85	1751,42	1759,8	1780,75	1801,7	1822,65	1843,6	1864,55
Азотная кислота, 50 %	–	2794,73	2849,2	2903,67	2974,9	3058,7	3100,6	3184,4
Бензол	–	1634,1	1730,47	1826,84	1927,4	2023,77	2120,14	2178,8
Бутанол	1969,3	2107,57	2325,45	2543,33	2765,4	2983,28	3205,35	3423,23
Вода	–	4231,9	4185,81	4181,62	4190	4190	4231,9	4273,8
Гексан	2245,84	2245,84	2245,84	2245,84	2245,84	2245,84	2245,84	2245,84
Изопропанол	972,08	1060,07	1148,06	1240,24	1328,23	1420,41	1512,59	1600,58
Метанол, 100 %	2840,82	2891,1	2941,38	2974,9	3058,7	3100,6	3142,5	3184,4
Метанол, 40 %	2384,11	2467,91	2568,47	2669,03	2765,4	2865,96	2966,52	3067,08
NaOH, 50 % раствор	–	–	3238,87	3222,11	3213,73	3205,35	3196,97	3192,78
NaOH, 30 % раствор	–	3452,56	3519,6	3586,64	3624,35	3641,11	3641,11	3641,11
NaOH, 20 % раствор	–	3527,98	3611,78	3666,25	3695,58	3712,34	3720,72	3720,72
NaCl, 20 % раствор	–	3942,79	3934,41	3921,84	3900,89	3896,7	3854,8	3854,8
H ₂ SO ₄ , 98 %	–	1403,65	1458,12	1512,59	1571,25	1625,72	1684,38	1734,66
H ₂ SO ₄ , 75 %	1805,89	1872,93	1939,97	2007,01	2074,05	2136,9	2208,13	2275,17
H ₂ SO ₄ , 60 %	2115,95	2199,75	2283,55	2367,35	2451,15	2534,95	2618,75	2702,55
Соляная кислота, 30 %	–	2304,5	2472,1	2639,7	2807,3	3016,8	3184,4	3352
Уксусная кислота, 100 %	–	1885,5	1994,44	2103,38	2208,13	2317,07	2426,01	2534,95
Уксусная кислота, 50 %	–	3058,7	3100,6	3142,5	3184,4	3268,2	3310,1	3352
Этанол, 100 %	2115,95	2291,93	2484,67	2715,12	2966,52	3222,11	3515,41	3808,71
Этанол, 80 %	–	2681,6	2849,2	3016,8	3226,3	3435,8	3645,3	3896,7
Этанол, 60 %	–	3058,7	3142,5	3310,1	3477,7	3603,4	3771	3980,5
Этанол, 40 %	–	3435,8	3519,6	3645,3	3687,2	3812,9	3938,6	4022,4
Этанол, 20 %	2162,04	2212,32	2266,79	2409,25	2652,27	2891,1	3129,93	3364,57

Примечание. Для вычисления удельной массовой теплоемкости при температурах, не указанных в таблице, рекомендовано воспользоваться формулой линейной интерполяции.



Коэффициенты теплопроводности некоторых жидкостей

Вещество	Теплопроводность λ , Вт / (м · К), в зависимости от T , °С							
	–20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Азотная кислота, 100 %	0,262	0,256	0,251	0,246	0,241	0,238	0,233	0,23
Азотная кислота, 50 %	–	0,442	0,457	0,467	0,478	0,483	0,485	0,487
Бензол	–	0,151	0,146	0,14	0,136	0,13	0,125	0,121
Бутанол	0,159	0,155	0,153	0,15	0,146	0,143	0,139	0,137
Вода	–	0,55	0,597	0,632	0,658	0,673	0,681	0,592
Гексан	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,137	0,136
Изопропанол	0,157	0,153	0,126	0,147	0,144	0,14	0,137	0,133
Метанол, 100 %	0,216	0,213	0,211	0,208	0,205	0,202	0,199	0,197
Метанол, 40 %	–	0,322	0,322	0,342	0,353	0,362	0,371	0,383
NaOH, 50 % раствор	–	0,517	0,530	0,539	0,545	0,552	0,556	0,558
NaOH, 30 % раствор	–	0,517	0,532	0,544	0,554	0,561	0,565	0,567
NaOH, 20 % раствор	–	0,518	0,536	0,549	0,561	0,570	0,573	0,575
NaCl, 20 % раствор	–	0,543	0,576	0,603	0,626	0,644	0,655	0,661
H ₂ SO ₄ , 98 %	–	0,306	0,329	0,341	0,355	0,376	0,387	0,399
H ₂ SO ₄ , 75 %	0,348	0,365	0,383	0,4	0,423	0,446	0,47	0,493
H ₂ SO ₄ , 60 %	0,383	0,406	0,429	0,441	0,464	0,688	0,522	0,545
Соляная кислота, 30 %	–	0,387	0,42	0,452	0,486	0,522	0,557	0,58
Уксусная кислота, 100 %	–	0,176	0,173	0,168	0,163	0,16	0,155	0,151
Уксусная кислота, 50 %	–	0,313	0,346	0,378	0,412	0,444	0,476	0,51
Этанол, 100 %	0,172	0,17	0,168	0,167	0,165	0,163	0,161	0,159
Этанол, 80 %	–	0,189	0,221	0,254	0,286	0,319	0,348	0,383
Этанол, 60 %	–	0,249	0,282	0,313	0,346	0,378	0,406	0,441
Этанол, 40 %	–	0,348	0,382	0,414	0,447	0,479	0,51	0,545
Этанол, 20 %	–	0,445	0,478	0,51	0,542	0,574	0,603	0,638

Примечание. Здесь и далее для вычисления физических свойств жидкостей и газов при температурах, не указанных в таблицах, рекомендовано воспользоваться формулой линейной интерполяции.



Приложение E

Таблица E1

Коэффициенты теплопроводности некоторых твёрдых материалов при 0...100 °С

Материал	Плотность, кг/м ³	Коэффициент теплопроводности λ , Вт / (м · К)
Асбест	600	0,151
Бетон	2300	1,28
Кладка из обыкновенного кирпича	1700	0,698–0,814
Кладка из огнеупорного кирпича	1840	1,05
Кладка из изоляционного кирпича	600	0,116–0,209
Пенопласт	30	0,047
Совелит	450	0,098
Стекло	2500	0,698–0,814
Стеклянная вата	200	0,035–0,07
Текстолит	1380	0,244
Алюминий	2700	203,5
Бронза	8000	64
Латунь	8500	93
Медь	8800	384
Свинец	11400	34,9
Сталь	7850	46,5
Сталь нержавеющая	7900	17,5
Чугун	7500	46,5–93

Таблица E2

Коэффициенты теплопроводности некоторых газов при давлении 1 ата

Вещество	Теплопроводность λ , Вт / (м · К), в зависимости от T , К						
	200	250	270	300	400	450	500
Азот	$18,3 \cdot 10^{-3}$	$22 \cdot 10^{-3}$	$23,5 \cdot 10^{-3}$	$25,7 \cdot 10^{-3}$	$32,4 \cdot 10^{-3}$	$35,6 \cdot 10^{-3}$	$38,7 \cdot 10^{-3}$
Водород	$131 \cdot 10^{-3}$	$157 \cdot 10^{-3}$	$167 \cdot 10^{-3}$	$183 \cdot 10^{-3}$	$226 \cdot 10^{-3}$	$24,7 \cdot 10^{-3}$	$26,0 \cdot 10^{-3}$
Воздух	$18 \cdot 10^{-3}$	$22,1 \cdot 10^{-3}$	$23,8 \cdot 10^{-3}$	$26,2 \cdot 10^{-3}$	$33,8 \cdot 10^{-3}$	$37,3 \cdot 10^{-3}$	$40,7 \cdot 10^{-3}$
Оксид углерода CO ₂	$9,38 \cdot 10^{-3}$	$13 \cdot 10^{-3}$	$14,5 \cdot 10^{-3}$	$16,6 \cdot 10^{-3}$	$24,3 \cdot 10^{-3}$	$28,3 \cdot 10^{-3}$	$32,5 \cdot 10^{-3}$
Кислород	$18,3 \cdot 10^{-3}$	$22,6 \cdot 10^{-3}$	$24,3 \cdot 10^{-3}$	$26,7 \cdot 10^{-3}$	$34,1 \cdot 10^{-3}$	$37,5 \cdot 10^{-3}$	$40,7 \cdot 10^{-3}$
Пропан	—	—	$14,65 \cdot 10^{-3}$	$18,2 \cdot 10^{-3}$	$31,1 \cdot 10^{-3}$	$38,4 \cdot 10^{-3}$	$45,9 \cdot 10^{-3}$



Приложение Ж

Коэффициенты объемного расширения β некоторых жидкостей

Вещество	$\beta \cdot 10^3$, град ⁻¹ , в зависимости от $T, ^\circ\text{C}$							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Азотная кислота, 50 %	—	0,84	0,88	0,92	0,97	1,03	1,09	—
Бензол	—	1,18	1,22	1,26	1,3	1,37	1,43	1,57
Бутанол	0,83	0,85	0,88	0,91	0,94	0,98	1,03	1,09
Вода		0,06	0,21	0,39	0,53	0,63	0,75	0,86
Гексан	1,16	1,22	1,37	1,48	1,57	1,7	1,85	1,97
Изопропанол	0,98	1,01	1,05	1,08	1,12	1,16	1,2	1,27
Метанол	1,09	1,14	1,19	1,27	1,3	1,42	1,61	1,81
NaOH, 50 % раствор	—	0,48	0,48	0,47	0,47	0,47	0,46	0,48
NaOH, 30 % раствор	—	0,44	0,46	0,48	0,5	0,52	0,55	0,58
NaOH, 20 % раствор	—	0,41	0,45	0,48	0,51	0,55	0,59	0,63
NaCl, 20 % раствор	—	0,36	0,41	0,46	0,5	0,54	0,58	0,62
H ₂ SO ₄ , 98 %	—	0,56	0,48	0,53	0,53	0,52	0,51	0,5
H ₂ SO ₄ , 75 %	0,58	0,61	0,58	0,56	0,55	0,55	0,55	0,54
H ₂ SO ₄ , 60 %	0,58	0,58	0,56	0,55	0,55	0,54	0,53	0,53
Уксусная кислота, 50 %	—	1,05	1,07	1,11	1,14	1,18	1,23	1,3
Этанол	1,03	1,05	1,08	1,13	1,22	1,33	1,44	1,87



Удельная теплота испарения r некоторых жидкостей

Вещество	r , Дж/кг, в зависимости от T , °C							
	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C	140 °C
Бензол	448330	435760	423190	408525	395117	379195	363273	346094
Бутанол	703920	687160	670400	653640	632690	611740	586600	561460
Вода	2493100	2446900	2402890	2359000	2308500	2258400	2203500	2149500
Гексан	382966	370396	356569	342323	326820	310060	291624	270674
Изопропанол	775150	750010	724870	699730	670400	636880	603360	557270
Пропанол	812900	791900	768800	745800	714400	683000	639000	595000
Метанол	779340	1173200	1143870	1110350	1060070	1013980	951130	892470
Уксусная кислота, 50 %	—	352379	365368	375424	383804	390089	390508	384642
Этанол	921800	913420	900850	879900	850570	812860	762580	712300



Физические свойства насыщенного водяного пара

Давление (абсолютное), Па	Температура конденсации, °С	Удельный объем, м ³ /кг	Плотность ρ , кг/м ³	Удельная энтальпия жидкости i' , кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'' , кДж/кг	Удельная теплота парообразования r , кДж/кг
1013	6,6	131,6	0,0076	27,7	2506	2478
10132	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
20265	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
30397	68,7	5,331	0,1878	287,9	2620	2336
40530	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
50662	80,9	3,304	0,3027	339	2642	2307
60795	85,5	2,785	0,359	358,2	2650	3396
70927,5	89,3	2,411	0,4147	375	2657	2286
81060	93	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
91192,5	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
101325	99,1	1,727	0,579	415,2	2677	2264
202650	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
303975	132,9	0,618	1,618	558,9	2730	2171
405300	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
506625	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
607950	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
709275	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
810600	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
911925	174,5	0,2195	4,536	740	2780	2040
1013250	179	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
1114575	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
1215900	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
1317225	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
1418550	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
1519875	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1956
1621200	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
1722525	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
1823850	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
1925175	208,8	0,107	9,349	892,5	2801	1909
2026500	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
3039750	232,8	0,06802	14,7	1002	2801	1800
4053000	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
5066250	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
6079500	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565



Физические свойства воды на линии насыщения

Давление абс. P , Па	Темпера- тура t , °C	Плот- ность ρ , кг/м ³	Удельная энталь- пия i , Дж/кг	Удельная теплоем- кость c , Дж/кг·К	Тепло- про- водность λ , Вт/м·К	Темпера- туропро- водность α , м ² /с	Динами- ческая вязкость μ , Па·с	Коэффици- ент объемно- го расширения β , К ⁻¹	Поверх- ностное натяжение σ , Н/м	Критерий Прандтля, Pr
98100	0	1000	0	4230	0,551	$1,31 \cdot 10^{-7}$	0,00179	0,000063	0,0756	13,7
98100	10	1000	41900	4190	0,575	$1,37 \cdot 10^{-7}$	0,00131	0,000070	0,0762	9,52
98100	20	998	83800	4190	0,599	$1,43 \cdot 10^{-7}$	0,00100	0,000182	0,0727	7,02
98100	30	996	126000	4180	0,618	$1,49 \cdot 10^{-7}$	0,00080	0,000321	0,0712	5,42
98100	40	992	168000	4180	0,634	$1,53 \cdot 10^{-7}$	0,00066	0,000387	0,0697	4,31
98100	50	988	210000	4180	0,648	$1,57 \cdot 10^{-7}$	0,00055	0,000449	0,0677	3,54
98100	60	983	251000	4180	0,659	$1,61 \cdot 10^{-7}$	0,00047	0,000511	0,0662	2,98
98100	70	978	293000	4190	0,668	$1,63 \cdot 10^{-7}$	0,00041	0,000570	0,0643	2,55
98100	80	972	335000	4190	0,675	$1,66 \cdot 10^{-7}$	0,00036	0,000632	0,0626	2,21
98100	90	965	377000	4190	0,68	$1,68 \cdot 10^{-7}$	0,00032	0,000695	0,0607	1,95
101043	100	958	419000	4230	0,583	$1,69 \cdot 10^{-7}$	0,00028	0,000750	0,0589	1,75
143226	110	951	416000	4230	0,685	$1,69 \cdot 10^{-7}$	0,00026	0,000800	0,0569	1,58
198162	120	943	503000	4230	0,686	$1,72 \cdot 10^{-7}$	0,00023	0,000860	0,0549	1,43
269775	130	935	545000	4270	0,686	$1,72 \cdot 10^{-7}$	0,00021	0,000920	0,0529	1,32
361008	140	926	587000	4270	0,685	$1,72 \cdot 10^{-7}$	0,00020	0,000970	0,0507	1,23
475785	150	917	629000	4320	0,684	$1,72 \cdot 10^{-7}$	0,00019	0,001030	0,0487	1,17
618030	160	907	671000	4360	0,683	$1,72 \cdot 10^{-7}$	0,00017	0,001080	0,0466	1,1
792648	170	897	713000	4400	0,679	$1,72 \cdot 10^{-7}$	0,00016	0,001150	0,0444	1,05
1003563	180	887	755000	4440	0,675	$1,72 \cdot 10^{-7}$	0,00015	0,001220	0,0424	1,01

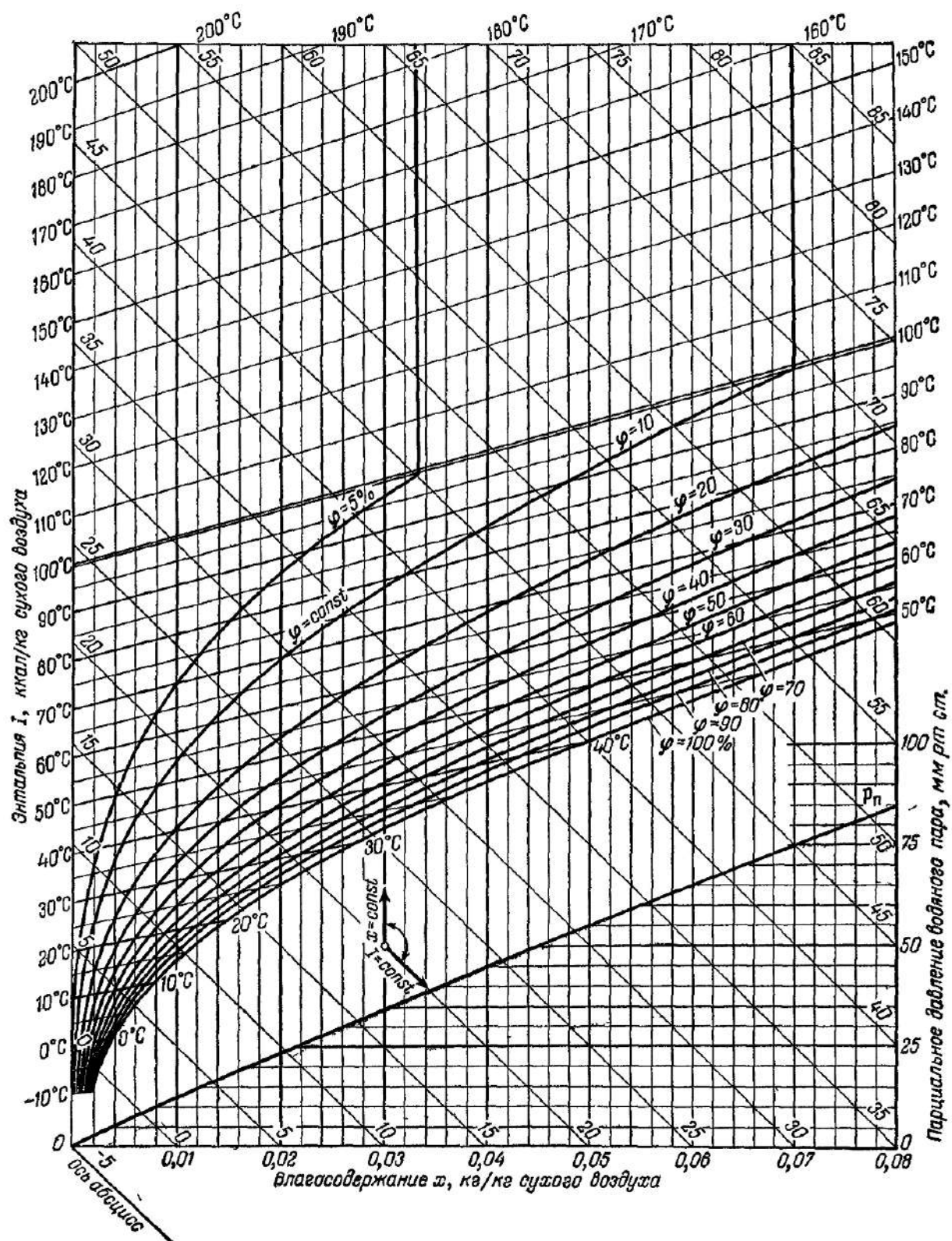


Физические параметры сухого воздуха при атмосферном давлении

t , °C	ρ , кг/м ³	c_p , Дж/кг·К	λ , Вт/(м·К)	μ , Па·с	ν , м ² /с	Pr
–50	1,584	1013,98	0,0203	0,00000149	0,00000923	0,728
–40	1,515	1013,98	0,0211	0,00000155	0,00001004	0,728
–30	1,453	1013,98	0,0219	0,00000160	0,00001080	0,723
–20	1,395	1009,79	0,0227	0,00000165	0,00001279	0,716
–10	1,342	1009,79	0,0235	0,00000170	0,00001243	0,712
0	1,293	1005,60	0,0244	0,00000175	0,00001328	0,707
10	1,247	1005,60	0,0251	0,00000180	0,00001416	0,705
20	1,205	1005,60	0,0259	0,00000185	0,00001506	0,703
30	1,165	1005,60	0,0267	0,00000190	0,00001600	0,701
40	1,128	1005,60	0,0275	0,00000195	0,00001696	0,699
50	1,093	1005,60	0,0282	0,00000200	0,00001795	0,698
60	1,060	1005,60	0,0289	0,00000205	0,00001897	0,696
70	1,029	1009,79	0,0296	0,00000210	0,00002002	0,694
80	1,000	1009,79	0,0304	0,00000215	0,00002109	0,692
90	0,972	1009,79	0,0312	0,00000219	0,00002210	0,690
100	0,946	1009,79	0,0320	0,00000223	0,00002313	0,688
120	0,898	1009,79	0,0333	0,00000233	0,00002545	0,686
140	0,854	1013,98	0,0348	0,00000242	0,00002780	0,684
160	0,815	1018,17	0,0363	0,00000250	0,00003009	0,682
180	0,779	1022,36	0,0377	0,00000258	0,00003249	0,681
200	0,746	1026,55	0,0392	0,00000265	0,00003485	0,680
250	0,674	1039,12	0,0426	0,00000279	0,00004061	0,677
300	0,615	1047,50	0,0459	0,00000303	0,00004833	0,674
350	0,566	1060,07	0,0490	0,00000320	0,00005546	0,676
400	0,524	1068,45	0,0520	0,00000337	0,00006309	0,678
500	0,456	1093,59	0,0573	0,00000369	0,00007938	0,687
600	0,404	1114,54	0,0621	0,00000399	0,00009689	0,699
700	0,362	1135,49	0,0669	0,00000426	0,00011540	0,706
800	0,329	1156,44	0,0716	0,00000452	0,00013480	0,713
900	0,301	1173,20	0,0761	0,00000476	0,00015510	0,717
1000	0,277	1185,77	0,0805	0,00000500	0,00017710	0,719
1100	0,257	1198,34	0,0848	0,00000522	0,00019930	0,722
1200	0,239	1210,91	0,0913	0,00000545	0,00022370	0,724



Диаграмма Рамзина (диаграмма $I - x$)



Приложение II

Таблица П1

Основные физические свойства некоторых газов

Показатель	Азот, N_2	Водород H_2	Кислород O_2	Диоксид углерода CO_2	Пропан C_3H_8	Воздух
Молярная масса (кг/кмоль)	28	2,02	32	44	44,1	$\approx 29,0$
Плотность (кг/м ³) ρ_0 при н.у.	1,25	0,0899	1,429	1,98	2,02	1,293
Удельная массовая теплоемкость (кДж/кг · К) C_p , при 20 °С и $P = 1$ ат	1,05	14,3	0,913	0,838	1,87	1,01
Показатель адиабаты k	1,4	1,407	1,4	1,3	1,13	1,4
Удельная теп- лота испарения (кДж/кг) r	199,4	455	213	574	427	197
Вязкость (Па · с) μ_0 при н. у.	0,000017	0,0000084	0,0000203	0,0000137	0,0000079	0,0000173
Постоянная Сатерленда C	114	73	131	254	278	124

Таблица П2

Растворимость CO_2 в воде

Общее давление, МПа	Содержание CO_2 , кг на 100 кг воды								
	12 °С	18 °С	25 °С	31 °С	35 °С	40 °С	50 °С	75 °С	100 °С
2,53	–	3,86	–	2,80	2,56	2,30	1,92	1,35	1,06
5,07	7,03	6,33	5,38	4,77	4,39	4,02	3,41	2,49	2,01
7,60	7,18	6,69	6,17	5,80	5,51	5,10	4,45	3,37	2,82
10,13	7,27	6,72	6,28	5,97	5,76	5,50	5,07	4,07	3,49
15,20	7,59	7,07	–	6,25	6,03	5,81	5,47	4,86	4,49
20,27	–	–	–	6,48	6,29	6,28	5,76	5,27	5,08
30,40	7,86	7,35	–	–	–	–	6,20	5,83	5,84
40,53	8,12	7,77	7,54	7,27	7,06	6,89	6,58	6,30	6,40
50,66	–	–	–	7,65	7,51	7,26	–	–	–
70,93	–	–	–	–	–	–	7,58	7,43	7,61



**Нормальные температуры кипения
и константы уравнения Антуана для некоторых веществ**

Наименование вещества	$T_{\text{кип}}, \text{ K}$	Константы		
		A	B	C
Водород	20,4	13,6333	164,90	3,19
Вода	373,2	18,3036	3816,44	-46,13
Азот	77,4	14,9542	588,72	-6,60
Кислород	90,2	15,4075	734,55	-6,45
Диоксид углерода	194,7	22,5898	3103,39	-0,16
Формальдегид	254,0	16,4775	2204,13	-30,15
Метан	111,7	15,2243	897,84	-7,16
Метанол	337,8	18,5875	3626,55	-34,29
Ацетилен	189,2	16,3481	1637,14	-19,77
1,2-дихлорэтан	356,6	16,1764	2927,17	-50,22
1,1-дихлорэтан	330,4	16,0842	2697,29	-45,03
Этан	184,5	15,6637	1511,42	-17,16
Этанол	351,5	18,9119	3803,98	-41,68
Ацетон	329,4	16,6513	2940,46	-35,93
Пропан	231,1	15,7260	1872,46	-25,16
Пропанол	370,4	17,5439	3166,38	-80,15
Изопропанол	355,4	18,6929	3640,20	-53,54
Бутан	272,7	15,6782	2154,90	-34,42
н-Бутанол	390,9	17,2160	3137,02	-94,43
н-Пентан	309,2	15,8333	2477,07	-39,94
Бензол	353,3	15,9008	2788,51	-52,36
Толуол	383,8	16,0137	3096,52	-53,67
Стирол	418,3	16,0193	3328,57	-63,72
Моноэтаноламин	443,5	17,8174	3988,33	-86,93
Этилен	169,4	15,5368	1347,01	-18,15
Пропилен	225,4	15,7027	1807,53	-26,15
о-Ксилол	417,6	16,1156	3395,57	-59,46
м-Ксилол	412,3	16,1390	3366,99	-58,04
п-Ксилол	411,5	16,0963	3346,65	-57,84



Параметры бинарного взаимодействия уравнения Вильсона

Бинарная система	Параметры уравнения Вильсона	
	λ_{12}	λ_{21}
Ацетон – метанол	0,7310	0,674
Ацетон – гексан	0,3229	0,328
Ацетон – тетрахлорметан	0,4810	0,7747
Ацетон – этанол	0,5775	0,8945
Ацетон – бензол	0,5861	1,054
Ацетон – вода	0,1367	0,4266
Ацетон – уксусная кислота	1,2645	1,1158
Хлороформ – метанол	0,7599	0,1975
Хлороформ – этанол	1,1081	0,1410
Хлороформ – бензол	1,4847	0,7854
Хлороформ – уксусная кислота	0,9160	0,3376
Метанол – гексан	0,2023	0,0925
Метанол – этанол	2,0903	0,2597
Метанол – бензол	0,1998	0,3582
Метанол – изопропанол	0,7422	1,4130
Метанол – вода	0,4513	0,9681
Гексан – этанол	0,2610	0,0937
Гексан – бензол	0,7351	0,8688
Этилацетат – этанол	0,5530	0,7127
Этилацетат – бензол	0,5593	1,4624
Этилацетат – вода	0,0176	0,1990
Этилацетат – уксусная кислота	3,0778	0,0023
Этанол – бензол	0,2392	0,4540
Этанол – изопропанол	0,3442	1,9571
Этанол – вода	0,2200	0,8018
Этанол – бутанол	1,6044	0,4943
Этанол – хлорбензол	0,3306	0,2949
Бензол – пропанол	0,6437	0,2519
Бензол – толуол	1,8147	0,4446
Бензол – уксусная кислота	0,4227	0,5556
Изопропанол – пропанол	0,3422	1,8807
Изопропанол – вода	0,0535	0,6894
Изопропанол – толуол	0,5297	0,5417
Вода – бутанол	0,5901	0,0092
Вода – уксусная кислота	0,5939	1,4882



Характеристики насадок для колонных аппаратов

Тип насадки $l \times d \times \delta$, мм	Удельная поверхность a , м ² /м ³	Пороз- ность ε , м ³ /м ³	Эквивалент- ный диаметр $d_{\text{э}}$, м	Насыпная плотность ность ρ , кг/м ³
Регулярные насадки (правильно уложенные)				
Деревянная хордовая				
10 × 100 × 10	100	0,55	0,022	210
10 × 100 × 20	65	0,68	0,042	145
10 × 100 × 30	48	0,77	0,064	110
Керамические кольца Рашига				
50 × 50 × 5	110	0,735	0,027	650
80 × 80 × 8	80	0,72	0,036	670
100 × 100 × 10	60	0,72	0,048	670
Нерегулярные насадки (уложенные внавал)				
Керамические кольца Рашига				
10 × 10 × 1,5	440	0,7	0,006	700
15 × 15 × 2	330	0,7	0,009	690
25 × 25 × 3	200	0,74	0,015	530
35 × 35 × 4	140	0,78	0,022	530
50 × 50 × 5	90	0,785	0,035	530
Стальные кольца Рашига				
10 × 10 × 0,5	500	0,88	0,007	960
15 × 15 × 0,5	350	0,92	0,012	660
25 × 25 × 0,8	220	0,92	0,017	640
50 × 50 × 1	110	0,95	0,035	430
Керамические кольца Палля				
25 × 25 × 3	220	0,74	0,014	610
35 × 35 × 4	165	0,76	0,018	540
50 × 50 × 5	120	0,78	0,026	520
60 × 60 × 6	96	0,79	0,033	520
Стальные кольца Палля				
15 × 15 × 0,4	380	0,9	0,01	525
25 × 25 × 0,6	235	0,9	0,015	490
35 × 35 × 0,8	170	0,9	0,021	455
50 × 50 × 1	108	0,9	0,033	415
Керамические седла Берля				
12,5	460	0,68	0,006	720
25	260	0,69	0,011	670
38	165	0,7	0,017	670
Керамические седла «Инталокс»				
12,5	625	0,78	0,005	545
19	335	0,77	0,009	560
25	255	0,775	0,012	545
38	195	0,81	0,017	480
50	118	0,79	0,027	530



Приложение У

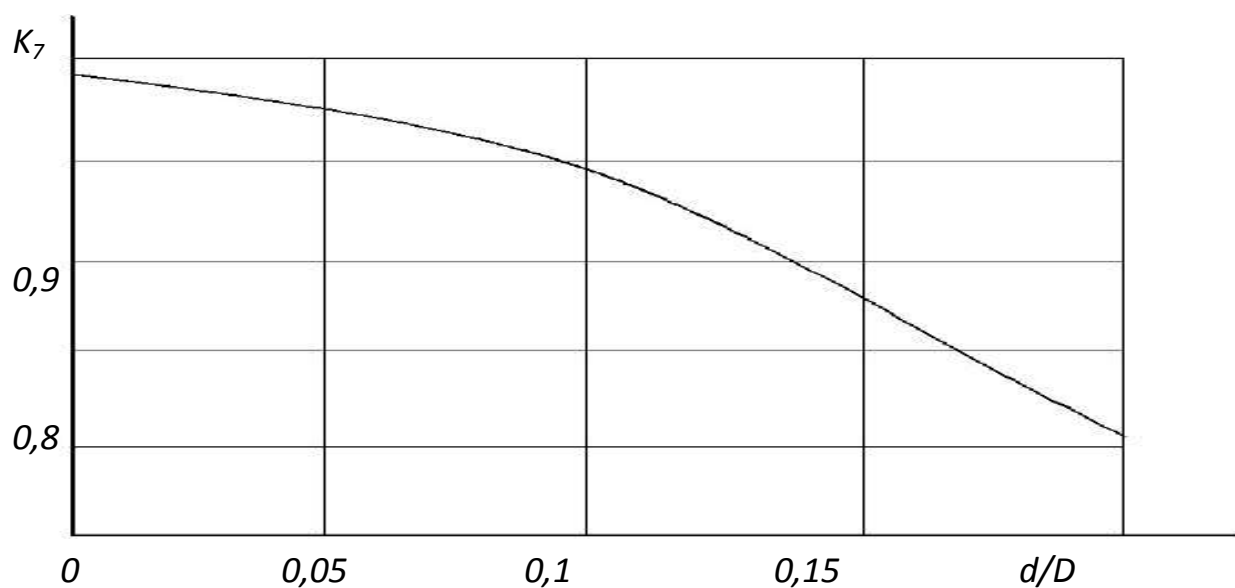
Таблица У1

**Значения коэффициентов K_5 , K_6 , c_{11} , a_{12} , b_{11} , p_1 , q_1
к расчету насадочных абсорбционных и ректификационных колонн**

Вид насадки	K_5	K_6	c_{11}	a_{12}	b_{11}	p_1	q_1
Кольца керамические						0,0367	0,0086
15 × 15	0,3	0,115					
25 × 25	0,3	0,1	2,31	-0,1	1,24		
35 × 35	0,3	0,09	1,46	0	1,24		
50 × 50	0,3	0,08					
Кольца металлические с прорезями						0,024	0,0116
25 × 25	0,6	0,1					
35 × 35	0,55	0,09					
50 × 50	0,3	0,08					
Седловидная насадка из керамики	0,35	0,09				0,0194	0,0086
12,5			25,2	-0,45	1,11		
25			2,06	-0,14	1,11		

Таблица У2

**Значения K_7 для насадок различного типа в зависимости от отношения
диаметра элемента насадки d к диаметру колонны D**



Приложение Ф

Таблица Ф1

Значения коэффициента B_{12} к расчету переливных тарелок

Комплекс A_2	Расстояние между тарелками H_{MT} , м						
	0,20	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50	0,60
0,001	0,021	0,036	0,042	0,046	0,054	0,058	0,071
0,002	0,021	0,035	0,041	0,045	0,053	0,058	0,070
0,003	0,021	0,035	0,042	0,047	0,053	0,059	0,071
0,004	0,023	0,036	0,042	0,047	0,054	0,060	0,072
0,005	0,024	0,037	0,043	0,048	0,055	0,061	0,073
0,006	0,024	0,038	0,044	0,049	0,056	0,062	0,074
0,007	0,025	0,039	0,045	0,050	0,057	0,063	0,075
0,008	0,026	0,039	0,046	0,057	0,058	0,064	0,077
0,009	0,026	0,040	0,046	0,052	0,059	0,065	0,078
0,010	0,028	0,041	0,047	0,053	0,060	0,066	0,079
0,020	0,033	0,048	0,055	0,063	0,069	0,077	0,091
0,030	0,038	0,055	0,063	0,069	0,075	0,085	0,097
0,040	0,040	0,058	0,065	0,072	0,080	0,088	0,100
0,050	0,043	0,060	0,067	0,074	0,081	0,089	0,101
0,060	0,043	0,060	0,067	0,075	0,081	0,083	0,101
0,070	0,043	0,060	0,067	0,075	0,081	0,087	0,101
0,080	0,043	0,060	0,066	0,074	0,080	0,086	0,100
0,090	0,042	0,059	0,066	0,074	0,079	0,085	0,099
0,100	0,041	0,058	0,065	0,073	0,078	0,084	0,098
0,200	0,036	0,051	0,057	0,064	0,068	0,073	0,087
0,300	0,031	0,045	0,050	0,057	0,061	0,065	0,077
0,400	0,029	0,041	0,045	0,051	0,055	0,059	0,069
0,500	0,027	0,036	0,040	0,045	0,048	0,052	0,060
0,600	0,025	0,033	0,036	0,039	0,042	0,046	0,053
0,700	0,023	0,030	0,033	0,036	0,038	0,042	0,048
0,800	0,022	0,027	0,300	0,033	0,034	0,038	0,043
0,900	0,020	0,025	0,027	0,030	0,032	0,035	0,040
1,000	0,019	0,023	0,025	0,027	0,029	0,033	0,037
2,000	0,012	0,012	0,013	0,014	0,015	0,018	0,019

Таблица Ф2

**Значение степени открытия прорезей колпачков B_{15}
в зависимости от коэффициента паровой нагрузки прорезей A_9**

A_9	0,00	0,05	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00
B_{15}	0,00	0,15	0,25	0,38	0,51	0,59	0,68	0,76	0,83	0,89	0,94	1,00



Таблица Ф3

**Ориентировочные значения глубины барботажа h_2
переливных тарелок**

Тип абсорбционной или ректификационной колонны	h_2 , м
Вакуумная колонна (рабочее давление 0,04...0,25 ат)	0,03
Атмосферная колонна (рабочее давление 0,25...3 ат)	0,05
Колонна под средним давлением (3...6,5 ат)	0,075
Колонна под повышенным давлением (свыше 6,5 ат)	0,1

Таблица Ф4

**Значения коэффициента B_{13}
в зависимости от динамической глубины барботажа h_2**

h_2 , м	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08
B_{13}	12,5	14,2	15,1	15,65	16,1	16,4	16,7	16,85
h_2 , м	0,09	0,10	0,11	0,12	0,13	0,14	0,15	
B_{13}	17,00	17,20	17,30	17,40	17,45	17,50	17,5	

Таблица Ф5

**Значения коэффициентов гидравлического сопротивления ξ
колпачковых тарелок**

Диаметр колонны, м		0,4	0,6–1	1,2–3,2	3,4–4
Высота установки колпачка h_{10} , м		0,007	0,01	0,014	0,018
ξ	Высота прорези колпачка				
	$h_9 = 0,015$ м	4,3	6,5	7	–
	$h_9 = 0,02$ м	3,5	5,5	6,2	7,5
	$h_9 = 0,03$ м	–	–	–	6,5

Таблица Ф6

Значение коэффициента формы прорезей B_5 колпачковых тарелок

h_9 , м	0,015	0,020	0,030
B_5	0,6337	0,6260	0,6138



Приложение X

**Некоторые физические свойства
водных растворов электролитов при 25 °С**

Концентрация		Плотность раствора ρ , кг/м ³	Кинематиче- ская вязкость ν , м ² /с	Коэффициент диффузии D , м ² /с
моль/л воды	% (масс.)			
Сульфат магния MgSO ₄				
0,1	1,1896	1009,1	0,0000009335	0,000000000602
0,2	2,3512	1020,9	0,0000009707	0,000000000602
0,3	3,4858	1032,5	0,0000010107	0,000000000586
0,4	4,5943	1044	0,0000010541	0,000000000571
0,5	5,6777	1055,3	0,0000011005	0,000000000556
0,6	6,7368	1066,5	0,0000011497	0,00000000055
0,8	8,7851	1088,5	0,0000012585	0,000000000533
1	10,7454	1110	0,0000013786	0,000000000504
2	19,4055	1210,7	0,00000237	0,000000000453
3	26,5338	1361,1	0,0000045428	0,000000000438
Сульфат меди CuSO ₄				
0,1	1,5709	1013,2	0,0000009445	0,00000000059
0,2	3,0933	1028,2	0,0000009914	0,000000000578
0,3	4,5692	1044,4	0,0000010436	0,000000000562
0,4	6,0009	1060,4	0,0000010967	0,000000000544
0,5	7,3903	1076,1	0,0000011523	0,000000000529
0,6	8,7391	1091	0,0000012099	0,000000000517
0,8	11,3224	1100,4	0,0000013306	0,000000000494
1	13,7634	1148,8	0,000001458	0,000000000474
1,4	18,2632	1204,8	0,0000018011	0,000000000438
Сульфат натрия Na ₂ SO ₄				
0,1	1,4406	1099,7	0,0000009236	0,000000001042
0,2	2,7625	1022	0,0000009511	0,000000001008
0,3	4,0873	1034	0,0000009793	0,000000000975
0,4	5,3765	1045,8	0,0000010101	0,000000000941
0,5	6,6315	1057,4	0,0000010426	0,000000000909
0,6	7,8536	1068,7	0,0000010767	0,000000000889
0,8	10,2043	1091	0,0000011502	0,000000000861
1	12,4382	1112,6	0,0000012423	0,000000000836
2	22,1244	1211,5	0,0000018317	—

