

БАКАЛАВРИАТ И МАГИСТРАТУРА

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

М. К. Захаров



www.e.lanbook.com



**ЭБС
ЛАНЬ**

М. К. ЗАХАРОВ

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

Учебное пособие



САНКТ-ПЕТЕРБУРГ
МОСКВА · КРАСНОДАР
2018

ББК 35.115я73

З 38

Захаров М. К.

З 38 Энергосберегающая ректификация: Учебное пособие. — СПб.: Издательство «Лань», 2018. — 252 с.: ил. — (Учебники для вузов. Специальная литература).

ISBN 978-5-8114-2823-6

В первой главе даны основные понятия и методы расчета затрат теплоты при ректификации, во второй — анализ этих затрат при различных условиях разделения жидких смесей методом перегонки. В третьей главе рассмотрена сущность внутреннего энергосбережения в процессах ректификации, а именно: многократное использование парового потока на тарелках колонных аппаратов с дискретным контактом фаз или на насадках различных типов в насадочных и пленочных аппаратах с непрерывным контактом фаз. В четвертой главе приведены результаты вычислительного эксперимента с программным обеспечением AspenPlus, подтверждающие выводы из теоретического анализа затрат теплоты и внутреннего энергосбережения при ректификации. Там же приведен базирующийся на внутреннем энергосбережении метод выбора оптимальных схем ректификации бинарных и многокомпонентных смесей и реальные способы экономии затрат тепловой энергии.

Основная особенность этой книги: новое представление о процессах, протекающих на тарелках ректификационных колонн, и оценке способности жидких смесей разделяться методом перегонки.

Учебное пособие предназначено для студентов, обучающихся по направлениям «Химическая технология», «Биотехнология», «Техносферная безопасность» и смежным с ними. Полезно для аспирантов, научных работников, инженеров, исследующих, проектирующих и эксплуатирующих ректификационные установки во всех отраслях промышленности.

ББК 35.115я73

Рецензенты:

Г. И. ЕФРЕМОВ — доктор технических наук, профессор Московского технологического института;

М. Г. БЕРЕНГАРТЕН — кандидат химических наук, профессор кафедры процессов и аппаратов химической технологии Московского политехнического университета, лауреат премии Правительства РФ.

Обложка
Е. А. ВЛАСОВА

© Издательство «Лань», 2018
© М. К. Захаров, 2018
© Издательство «Лань»,
художественное оформление, 2018

*Посвящая светлой памяти своих Учителей
Гельперина Нисона Ильича и
Айништейна Виктора Герцевича*

Только при ректификации за счет противоточного движения парового потока и стекающей вниз флегмы создаются условия для многократной конденсации пара на тарелках ректификационных колонн и, тем самым обеспечивается внутреннее энергосбережение.

Подражая известной поэме Владимира Маяковского,
можем сказать:

Ректификация и флегма —
слова близнецы.

Другие сравнения —
не столь точны.

Мы говорим *ректификация*,
подразумеваем —
флегма.

Мы говорим *флегма*,
подразумеваем —
ректификация.

Оглавление

Основные обозначения	8
Введение	10
Глава 1. Основные положения и методы расчета процессов перегонки.....	12
1.1. Общие сведения	12
1.2. Физико-химические основы процессов перегонки	13
1.2.1. Состав и свойства смесей	13
1.2.2. Правило фаз и равновесие в системах «жидкость — пар»	15
1.2.3. Равновесие для идеальных смесей	16
1.2.4. Равновесие для реальных бинарных смесей	22
1.2.5. Равновесие многокомпонентных систем	28
1.3. Дистилляция	30
1.3.1. Общие положения	30
1.3.2. Простая дистилляция	31
1.3.3. Краткая оценка процессов дистилляции	36
1.4. Ректификация	37
1.4.1. Материальные и тепловые потоки при ректификации бинарных смесей	44
1.4.1.1. Связь внешних потоков ректификационной колонны с составами продуктов разделения	44
1.4.1.2. Материальные и тепловые потоки в ректификационной колонне ...	44
1.4.2. Расчет непрерывной ректификации бинарных смесей при постоянных по высоте колонны мольных потоках паровой и жидкой фаз	48
1.4.2.1. Расчет числа теоретических тарелок	49
1.4.2.2. Тепловой расчет колонны	59
1.4.2.3. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на работу ректификационной колонны	61
1.4.3. Расчет ректификации бинарных смесей с помощью энтальпийной диаграммы	67
1.5. О расчете ректификации многокомпонентных смесей	83
1.5.1. Разделение трехкомпонентных смесей	86

1.5.2. Разделение многокомпонентных смесей	97
Глава 2. Анализ затрат теплоты при различных условиях разделения жидких смесей методами перегонки	106
2.1. Сравнение различных оценок способности жидких смесей разделяться методами перегонки	106
2.2. Количественная оценка качества разделения бинарных и многокомпонентных смесей	108
2.2.1. Бинарные смеси	109
2.2.1.1. Оценка качества разделения жидких бинарных смесей с помощью технологического критерия разделения E_N	109
2.2.1.2. Оценка качества разделения жидких бинарных смесей с помощью технологического критерия E_R	111
2.2.1.3. Оценка качества разделения жидких бинарных смесей с помощью энтропийного критерия разделения E_S	112
2.2.1.4. Сравнение критериев разделения жидких бинарных смесей	115
2.2.2. Многокомпонентные смеси	116
2.3. Анализ затрат теплоты при разделении идеальных бинарных смесей	118
2.3.1. Минимальные затраты теплоты при ректификации	119
2.3.2. Сравнение затрат теплоты при разделении бинарных смесей методами дистилляции и ректификации	124
2.4. Расчет минимального флегмового числа при ректификации бинарных смесей с различным энергетическим уровнем подаваемого в колонну питания	130
2.4.1. Аналитический расчет минимального флегмового числа при разделении идеальных бинарных смесей	131
2.4.2. Расчет минимального флегмового числа при ректификации некоторых реальных бинарных смесей	135
2.4.3. О связи парового и флегмового чисел в процессах ректификации ...	142
2.5. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на затраты теплоты при ректификации	147
2.5.1. Сравнение суммарных минимальных затрат теплоты на ректификацию при различных энергетических уровнях исходной смеси на входе в колонну	148

2.5.2. О целесообразности предварительной конденсации исходной парожидкостной смеси (насыщенного пара, перегретого пара) перед подачей её в ректификационную колонну	150
2.5.3. Граничное значение коэффициента избытка флегмы	158
Глава 3. Энергосбережение при ректификации	162
3.1. Способы энергосбережения при проведении энергоемких химико-технологических процессов	162
3.1.1. Тепловые насосы в ректификационных установках	162
3.1.2. Оптимальный ТН с рекуперацией теплоты уходящих потоков	164
3.1.3. ТН при ректификации с большим перепадом температур по колонне	165
3.1.4. ТН с использованием нижнего жидкого продукта	166
3.1.5. ТН закрытого типа	167
3.1.6. Использование теплоты парового потока одной колонны для обогрева другой	167
3.1.7. Приближение реальной ректификации к термодинамически обратимой	170
3.1.8. Колонны с внутренним теплоинтегрированием	172
3.2. Тепломассообмен на тарелках и сущность внутреннего энергосбережения при ректификации	175
3.3. Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с реальными тарелками	185
3.4. Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с непрерывным контактом фаз	190
3.5. Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с отводом теплоты для нагревания исходной смеси	195
3.6. Внутреннее энергосбережение при ректификации трехкомпонентных смесей	203
Глава 4. Анализ внутреннего энергосбережения как способ выбора оптимальных схем ректификации бинарных и многокомпонентных смесей	204
4.1. Взаимосвязь внутреннего энергосбережения и затрат теплоты при ректификации бинарных смесей	204

4.1.1. Влияние состава исходной смеси на затраты теплоты при одинаковой чистоте получаемых продуктов	204
4.1.2. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на внутреннее энергосбережение и затраты теплоты при ректификации...	207
4.1.3. Сравнение распределенного подвода теплоты по высоте ректификационных колонн с традиционным в кипятильнике	217
4.1.4. Взаимосвязь внешнего и внутреннего энергосбережения при ректификации бинарных смесей	226
4.2. Выбор оптимальной схемы разделения трехкомпонентных смесей на основе анализа внутреннего энергосбережения	228
4.2.1. Затраты теплоты и внутреннее энергосбережение при ректификации идеальных и реальных трехкомпонентных смесей эквимолярного состава	228
4.2.2. Теоретическое обоснование выбора оптимальной схемы разделения трехкомпонентной смеси	234
Заключение	244
Список литературы	245

Основные обозначения

A, B, C — компоненты разделяемой смеси;
 c — теплоемкость, кДж/(кмоль·К);
 D — поток дистиллята, кмоль/с;
 E — удельный расход парового потока в колонне для нагрева исходной смеси до температуры кипения;
 E_N и E_R — технологические критерии разделения;
 E_S — энтропийный критерий разделения;
 F — поверхность, м²;
 I — энтальпия жидкости, кДж/кг;
 h — энтальпия пара кДж/кг;
 n — количество тарелок в колонне; количество компонентов в смеси;
 L — поток жидкости по колонне, поток флегмы;
 L_1 — поток исходной смеси, кмоль/с;
 L_0 — нижний продуктовый поток, кмоль/с;
 P — разделяемость смеси;
 p — давление, Па;
 Q — тепловой поток, кВт или МВт;
 R — флегмовое число;
 R_{min} — минимальное флегмовое число;
 r — теплота парообразования, кДж/кмоль;
 S — полюс для укрепляющей и отгонной частей колонны;
 t — температура, °С;
 V — поток пара, кмоль/с;
 x — концентрация НКК в жидкости, кмоль НКК/кмоль смеси;
 y — концентрация НКК в паровой фазе, кмоль НКК/кмоль смеси;
 α — относительная летучесть компонентов смеси; коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);
 β — коэффициент массоотдачи, м/с;
 η — термодинамическая эффективность, %;
 σ — коэффициент избытка флегмы;
 ψ — доля пара в исходной смеси;
 $Эн$ — внутреннее энергосбережение;
ВКК — высококипящий компонент;
НКК — низкокипящий компонент.

Индексы

Верхние

в — верх колонны;
к — кипящая смесь;
н — низ колонны; начальный;
пж — парожидкостная смесь;
п — пар;
пп — перегретый пар;
х — холодная смесь;
0 — отгонная часть колонны;
у — укрепляющая часть колонны.

Нижние

1 — исходная смесь;
2 — верхний продукт;
0 — нижний продукт; отгонная часть колонны;
у — укрепляющая часть колонны;
 Σ — суммарное количество;
доп — дополнительный;
п, под — подогреватель;
к — кипятильник;
конд — конденсатор.

Введение

Современные нефтеперерабатывающие, нефтехимические и химические предприятия являются крупными потребителями энергоресурсов всех видов. Значительная доля энергозатрат приходится на разделение жидких смесей как при получении чистых готовых продуктов, так и на стадиях подготовки сырья. Среди существующих методов разделения жидких бинарных смесей (кристаллизация, перегонка, мембранное разделение и др.) процессы перегонки считаются одними из наиболее энергоемких. На этот метод разделения идут в тех случаях, когда другие методы оказываются неприемлемыми. Повышенная энергоемкость процессов перегонки связана, прежде всего, с большой теплотой парообразования компонентов разделяемой смеси. Затраты теплоты при ректификации бинарных и многокомпонентных смесей зачастую превышают теплоту их испарения (иногда в несколько раз). Это имеет место при малой разделяемости смеси (малой относительной летучести компонентов разделяемой смеси) и высокой степени чистоты получаемых продуктов разделения. Проблема энергосбережения при ректификации таких смесей становится особенно актуальной. Поэтому повышенное внимание в учебной [1–2] и научной литературе, начиная с середины XX века [3–5] по настоящее время [6–20], уделяется поиску и разработке энергосберегающих способов организации процессов ректификации.

Простейшим способом энергосбережения является рекуперация теплоты уходящих потоков жидкости и пара [1, 2]. Она возможна лишь при наличии достаточного количества теплоты и температурного потенциала уходящих потоков. Так, например, в случае работы ректификационной установки, состоящей из нескольких колонн, возможно использование теплоты конденсации парового потока одной колонны в кипятыльнике другой колонны при наличии достаточной движущей силы процесса теплопередачи.

Весьма эффективным способом экономии затрат теплоты при ректификации является использование пара, выходящего из колонны, для испарения кубовой жидкости в той же колонне путем его сжатия в компрессоре (принцип теплового насоса).

Существенное энергосбережение при ректификации азеотропных бинарных и многокомпонентных смесей достигается в системах колонн со связанными тепловыми потоками, при использовании сложных колонн с боковыми секциями и т. д.

Главный вектор поиска путей снижения энергозатрат (прежде всего, тепловых затрат) направлен на приближение реальной ректификации к обратимой [3–5, 9–12]. Однако в работе [15] показано, что даже оптимальная организация подвода теплоты к тарелкам отгонной части колонны и ее отвод с тарелок укрепляющей (с минимальным ростом энтропии при ректификации) не обеспечила снижения затрат теплоты в кипятильнике колонны.

Приведенный в данной работе теоретический анализ затрат тепловой энергии при ректификации бинарных и многокомпонентных смесей и выполненный расчетный эксперимент позволили увидеть внутреннее энергосбережение в ректификационных аппаратах и разработать новый подход к выбору наименее затратных схем ректификационных установок различного назначения.

Глава 1. Основные положения и методы расчета процессов перегонки

В химической технологии, нефтехимической и ряде других отраслей промышленности (пищевой, фармацевтической вплоть до металлургической) часто требуется делить жидкие и газовые смеси на достаточно чистые компоненты или фракции различного состава. Разделение таких смесей при контакте жидкой и паровой фаз, сопровождающееся *перераспределением* компонентов между фазами, называется перегонкой.

1.1. Общие сведения

В основе перегонки лежит различная летучесть составляющих смесь компонентов (иногда компонентов и их особых образований), т. е. разная их склонность к переходу из жидкой фазы в паровую или в обратном направлении.

Возможность обогащения паровой или жидкой фазы каким-либо компонентом лежит в основе *процессов* разделения методами *дистилляции* и *ректификации*, объединенных общим названием: *процессы перегонки*. Их совместное рассмотрение и сопоставление обусловлено *общностью физико-химических основ* дистилляции и ректификации: основных законов и правил, способов представления равновесия и т. п. Разумеется, при более детальном и глубоком изучении дистилляции и ректификации выявляются и рассматриваются также специфические термодинамические закономерности, присущие каждому из этих процессов [21, 22].

При весьма обширных и в чем-то пересекающихся областях применения процессы дистилляции и ректификации имеют и различия. Можно говорить, что разделение методами дистилляции часто осуществляют, когда не требуется высокой чистоты разделения компонентов, а методами ректификации — когда продукты должны быть более чистыми, и что дистилляционные процессы (особенно в периодических и полунепрерывных режимах) обычно реализуют в случае малотоннажных производств, а ректификационные — в случае крупно-

тоннажных. Можно указать также на определенные различия в аппаратном оформлении. Однако все это — сопутствующие, но далеко не всегда обязательные признаки и различия дистилляции и ректификации. Существенное (кардинальное) различие, на наш взгляд, состоит в следующем: дистилляция — процесс *непротивоточный*, ректификация — принципиально *противоточный*. Заметим: в учебной и научной литературе это различие не всегда подчеркивается.

Более того, в последующих главах будет показано, что противоточный процесс перегонки (ректификация), в отличие от дистилляции, является энергосберегающим за счет многократного использования парового потока на каждой тарелке ректификационной колонны.

Далее в этой главе последовательно рассматриваются: физико-химические основы перегонки; процессы дистилляции (анализ и расчет основных технологических схем); процессы ректификации (более подробно).

1.2. Физико-химические основы процессов перегонки

1.2.1. Состав и свойства смесей

В системах, подвергаемых перегонке, как правило, отсутствует *инерт*, не переходящий из фазы в фазу: *все* компоненты смеси участвуют (в разной мере, естественно, иначе не будет разделения) в межфазном обмене. Поэтому здесь нет оснований для использования *относительных* концентраций, опирающихся на постоянные потоки (количества) инерта; применяют *абсолютные* концентрации — *мольные* и *массовые*. Условимся обозначать символами x и a мольные и массовые концентрации компонентов в жидкой фазе, символами y и a' — в паровой. Способы взаимного пересчета мольных и массовых концентраций подробно рассмотрены в [1].

Дистилляции и ректификации на практике в общем случае подвергаются **многокомпонентные смеси**, причем каждый из компонентов выделяется соответствующим символом и/или индексом: x_A, x_B, y_A, a, b, a' и т. д. Разумеется, сумма концентраций всех компонентов любой жидкой или паровой смеси в мольном либо массовом

представлении равна единице (или 100% при выражении концентраций в процентах), например

$$\sum_i x_i = 1,$$

где $i = A, B, \dots$ — обозначение компонентов.

Ниже дистилляция и ректификация в целях простоты и наглядности рассматриваются в основном на примере **бинарных смесей**. Тогда $x_A + x_B = 1, y_A + y_B = 1, a + b = 1, a' + b' = 1$, при этом нет необходимости указывать концентрации обоих компонентов, достаточно указать концентрацию одного из них, скажем, x_A и y_A , поскольку $x_B = 1 - x_A$ и $y_B = 1 - y_A$. И в последующем изложении для бинарных смесей указывается концентрация лишь одного компонента; индекс при x и y в этом случае опускается. Нужно только *условиться*, на базе концентраций *какого именно* компонента ведется анализ, и тогда можно опустить индекс у концентрации этого компонента $x_A \equiv x$. Для процессов перегонки за базу *принимают легколетучий* (иначе — **низкокипящий**) **компонент** (НКК), т. е. имеющий более низкую температуру кипения. И в названии смеси он фигурирует *первым*: например, смесь «метанол — вода» (но не «вода — метанол»). **Высококипящий компонент** (ВКК) указывают *вторым* (последним). Такой порядок перечисления компонентов соблюдается и для многокомпонентных смесей.

Физико-химические (в том числе теплофизические) свойства жидких и паровых смесей, необходимые для анализа и технологического расчета процессов дистилляции и ректификации, определяются свойствами составляющих смесь индивидуальных компонентов и зависят от состава смеси. Наиболее надежные сведения о таких свойствах дает эксперимент. В ряде случаев удастся построить модели, позволяющие учесть взаимодействие компонентов в фазах и с приемлемой точностью рассчитать свойства смеси по свойствам индивидуальных компонентов и их концентрациям. При слабом взаимодействии компонентов свойства смеси с точностью, достаточной для инженерных расчетов, иногда могут быть найдены по аддитивности.

1.2.2. Правило фаз и равновесие в системах «жидкость — пар»

При достаточно длительном (теоретически — при бесконечно длительном) контакте жидкой и паровой фаз между ними в изолированной системе устанавливается **равновесие**. При этом в сосуществующих фазах *выравниваются* два интенсивных параметра — **температура** и **давление** (упругость паров), а также **химические потенциалы** каждого из компонентов. Поскольку этими потенциалами для практических целей пользоваться неудобно, то от них переходят к концентрациям: вместо *равных* химических потенциалов компонентов оперируют их **равновесными концентрациями** в жидкой и паровой фазах.

Для качественного анализа равновесия используют **правило фаз**, связывающее вариативность φ (число степеней свободы) системы с числом компонентов k и фаз ϕ ; в случае равновесия «жидкость — пар»

$$\varphi = k - \phi + 2. \quad (1.1)$$

Правило фаз позволяет получить ряд полезных выводов применительно к рассматриваемым системам в состоянии равновесия.

Пусть компоненты смеси полностью взаимно смешиваются в каждой из фаз, так что общее число фаз $\phi = 2$ (одна жидкая и одна паровая). Тогда для *бинарной* смеси ($k = 2$), согласно (1.1), $\varphi = 2 - 2 + 2 = 2$. Значит, в общем случае возможно ввести (задать) два *ограничения*, например давление и состав жидкой смеси; остальные величины (в данном примере — температура кипения и состав паровой смеси) варьировать невозможно: они примут *определенные* значения, отвечающие принятым ограничениям. Это также означает, что при заданных давлении и температуре кипения жидкая и паровая фазы имеют вполне определенные составы.

А вот для *тройной* смеси ($k = 3$) в принятых условиях ($\phi = 2$) получается $\varphi = 3 - 2 + 2 = 3$. Следовательно, здесь произвольно могут быть заданы три величины (например, давление, температура кипения и концентрация какого-либо компонента в одной из фаз); остальные характеристики системы однозначно примут определенные значения.

Это также означает, что при заданном давлении определенную температуру кипения могут иметь жидкие смеси разных составов. Последний вывод тем более справедлив для многокомпонентных смесей ($k > 3$).

Пусть теперь компоненты *бинарной* смеси в жидкой фазе абсолютно взаимно нерастворимы; тогда число фаз $\phi = 3$: две жидкие и одна паровая. В этом случае $\varphi = 2 - 3 + 2 = 1$. Это значит, что, например, при заданном давлении температура кипения смеси и состав паровой фазы определены однозначно — независимо от состава жидкой кипящей смеси.

Качественный анализ равновесных состояний по приведенной выше схеме возможен также для других равновесных условий и систем.

1.2.3. Равновесие для идеальных смесей

Первоначально рассмотрим фазовое равновесие «жидкость — пар» в *идеальных* системах, это проще и в то же время позволяет проследить основные тенденции и ввести ряд понятий, используемых при дальнейшем анализе.

Идеальными называют смеси, компоненты которых при смешении не изменяют объема, а само смешение происходит без тепловых эффектов взаимодействия компонентов. Иногда считают, что в идеальных смесях *отсутствует взаимодействие молекул*. Такое представление в известной мере правомерно для *паровой* фазы, когда молекулы достаточно удалены друг от друга; в этом случае паровые смеси следуют уравнению Клапейрона — Менделеева. Применительно к *жидким* идеальным смесям, видимо, правильнее говорить об *одинаковом взаимодействии* друг с другом молекул как *одного и того же*, так и *разных* компонентов. К идеальным часто близки жидкие смеси, состоящие из компонентов, сходных по химическому строению; пример — смеси органических соединений одного гомологического ряда, мало различающихся молярной массой (скажем, бензол — толуол, н-гексан — н-гептан, метанол — этанол, фенол — крезол, многие изомеры).

В силу отсутствия теплового эффекта смешения теплофизические свойства идеальных смесей (теплоемкость, теплота парообразова-

ния и т. д.) могут быть рассчитаны *аддитивно* по свойствам и концентрациям составляющих смесь компонентов.

Идеальные смеси подчиняются закону Рауля, согласно которому *равновесное парциальное давление (упругость пара) какого-либо i -го компонента **над смесью** при определенной температуре (p_1) равно произведению его упругости пара **над чистым компонентом** при той же температуре (P_i^0) на его мольную долю в **жидкой смеси** (x_1):*

$$p_i = P_i^0 x_i. \quad (1.2)$$

Сумма парциальных давлений всех компонентов паровой смеси равна полному (рабочему, внешнему) давлению P .

$$P = \sum_i p_i = \sum_i P_i^0 x_i. \quad (1.3)$$

В случае бинарной смеси $p_A = P_A^0 x$ и $p_B = P_B^0 (1 - x)$, где $x \equiv x_A$. Зависимости p_A и p_B от x , а также

$$P = p_A + p_B = P_A^0 x + P_B^0 (1 - x) \quad (1.4)$$

при некоторой постоянной температуре в полном диапазоне изменения $0 \leq x \leq 1$ представлены на рис. 1.1: это прямые — восходящая для p_A и нисходящая для p_B . В принятом способе назначения НКК $p_A > p_B$, поэтому прямая $P(x)$ по (1.4) тоже является восходящей. Из (1.4) можно выразить $x = x_A$:

$$x = \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}. \quad (1.5)$$

Согласно (1.4) и (1.5), величине $x = 1$ отвечает $P = P_A^0$ (чистый низкокипящий компонент А), а $x = 0$ отвечает $P = P_B^0$ (чистый высококипящий компонент В).

Связь полного давления P с составом *паровой* фазы найдем, воспользовавшись уравнением идеального газа. Запишем уравнение Клапейрона — Менделеева для i -го компонента и для всей смеси в целом:

$$p_i V = n_i R_y T; \quad PV = n R_y T;$$

здесь n_i и n — число молей компонента i и общее число молей всех компонентов многокомпонентной смеси, соответственно в ее объеме V .

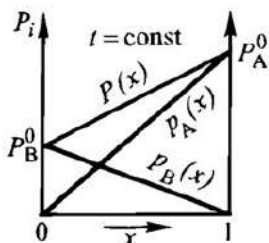


Рис. 1.1. К закону Рауля для идеальных бинарных систем

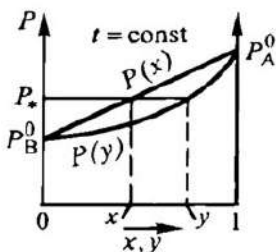


Рис. 1.2. Зависимости $P(x)$ и $P(y)$ и равновесные концентрации для идеальных бинарных систем

Поделим первое выражение на второе и произведем сокращение на объем V , универсальную газовую постоянную R_y и абсолютную температуру T . Тогда, имея в виду, что отношение n_i/n равно y_i — мольной абсолютной концентрации i -го компонента в паровой смеси, получим

$$\frac{p_i}{P} = \frac{n_i}{n} = y_i, \quad y_i = \frac{p_i}{P} = \frac{p_i}{\sum_i p_i}. \quad (1.6)$$

Для бинарной смеси ($i = A, B$) с учетом (1.5) имеем

$$y_A \equiv y = \frac{p_A}{P} = \frac{P_A^0 x}{P} = \frac{P_A^0}{P} \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}. \quad (1.7)$$

Из выражения (1.7) в формуле $y = P_A^0 x / P$ следует, что $y \geq x$, так как $P_A^0 \geq P$, причем знак равенства относится к чистым компонентам — низкокипящему ($P = P_A^0, x = y = 1$) или высококипящему ($x = y = 0$). Вывод о преимущественном переходе в паровую фазу низкокипящего компонента является частным выражением более общего *первого закона Коновалова* для бинарных систем, гласящего: *в условиях равновесия паровая фаза в сравнении с жидкой обогащена тем компонентом, добавление которого к жидкости понижает ее температуру кипения (в другой формулировке — повышает полное давление паров)*.

Зависимость (1.7) может быть представлена решенной относительно P :

$$PP_A^0 y - PP_B^0 y = PP_A^0 - P_A^0 P_B^0,$$

откуда

$$P = \frac{P_A^0 P_B^0}{P_A^0 - (P_A^0 - P_B^0)y}. \quad (1.8)$$

Гиперболическая связь $P(y)$ совместно с ранее найденной линейной зависимостью $P(x)$ изображена на рис. 1.2. Разумеется, и здесь величине $y = 1$ отвечает $P = P_A^0$, а $y = 0 - P = P_B^0$.

Зависимости типа (1.4), (1.8) записаны для постоянной температуры, так что диаграммы на рис. 1.1 и 1.2 — **изотермы**.

Для определения равновесных составов x и y нужно в соответствии с правилом фаз уравнивать в жидкой и паровой фазах оба характерных параметра — давление и температуру. В изотермической диаграмме $P - x, y$ для бинарной смеси температуры уравнены по определению. Равновесные концентрации при некотором полном давлении P_* найдем (см. рис. 1.2), уравнивая в фазах также и давления. Для этого следует пересечь кривые $P(x)$ и $P(y)$ горизонталью P_* , тогда абсциссы точек пересечения будут равновесными значениями x и y . При другом полном давлении P_*' получилась бы иная пара равновесных концентраций — x' и y' .

Реально в подавляющем большинстве случаев процессы дистилляции и ректификации проводят при постоянном (или примерно постоянном) давлении. Поэтому технолога больше интересуют **изобарные зависимости** и диаграммы — типа $t(x)$ и $t(y)$.

Для идеальных бинарных смесей зависимости температур кипения (конденсации) от концентраций НКК в жидкой (x) и паровой (y) фазах — кривые $t(x)$ и $t(y)$ при давлении P — представлены на рис. 1.3.

Для определения равновесных составов фаз с помощью *изобарной* диаграммы $t - x, y$ (давления в фазах по определению выравнены) необходимо уравнивать еще и температуры. Для некой температуры t_* (соответствующая горизонталь на рис. 1.3) равновесные концентрации x и y получаются как абсциссы точек пересечения этой горизонтали с кривыми $t(x)$ и $t(y)$. При другой температуре t_*' получилась бы иная пара равновесных значений x' и y' .

Влияние давления на положение кривых $t - x, y$ для бинарной смеси иллюстрируется на рис. 1.4: с повышением давления возрастают температуры кипения обоих компонентов, так что вся диаграмма $t - x, y$ смещается в область более высоких температур. При этом уменьшается расстояние между кривыми $t(x)$ и $t(y)$, что приводит к ухудшению возможностей разделения: одному и тому же x с ростом P отвечают меньшие равновесные значения y . На рисунке видно: при $P' > P'' > P'''$ некоторой концентрации НКК в жидкой фазе (x) отвечают различные его концентрации в паровой фазе, причем $y' < y'' < y'''$.

Продemonстрированное качественно влияние давления на характеристики разделения бинарной смеси находит количественное выражение при представлении равновесия в замкнутой квадратной диаграмме $y - x$ путем введения понятия об относительной летучести. С учетом (1.4) и (1.7) после преобразований получим

$$y = \frac{P_A^0 x}{P_A^0 x + P_B^0 (1 - x)} = \frac{\alpha_0 x}{\alpha_0 x + 1 - x}. \quad (1.9)$$

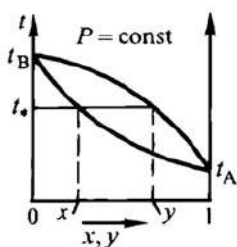


Рис. 1.3. Зависимости $t(x)$ и $t(y)$ и равновесные концентрации для идеальных бинарных смесей

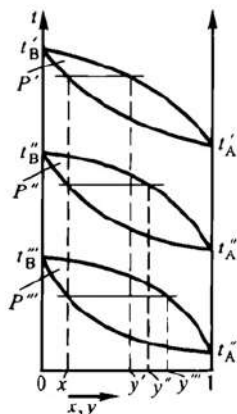


Рис. 1.4. Влияние давления на положение зависимостей $t(x)$ и $t(y)$ и равновесные концентрации для идеальных бинарных систем

Кривые равновесия $y = f(x)$ по (1.9) при постоянных α_0 представляют собой равнобочные гиперболы, симметричные относительно диагонали, проведенной из левого верхнего угла в правый нижний (на рис. 1.5 эта диагональ не показана). Из выражения (1.9) следует, что при $\alpha_0 = 1$ (равные упругости паров компонентов, а значит, и одинаковые их температуры кипения) получается $y = x$, т. е. состав паровой смеси тот же, что и жидкой — разделения не происходит. В этом случае кривая (1.9) совпадает с диагональю, соединяющей левый нижний угол с правым верхним, она показана на диаграмме. При $\alpha_0 \rightarrow \infty$ (летучесть НКК бесконечно велика в сравнении с летучестью ВКК) получается $y = 1$, т. е. в паровой фазе только один НКК. Кривая (1.9) в этом случае совпадает с верхней горизонтальной стороной квадрата. Такая ситуация имеет место при выпаривании — растворенный компонент абсолютно не летуч, и в парах присутствует только растворитель.

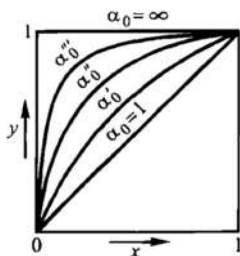


Рис. 1.5. Равновесные кривые в диаграмме $y - x$ для идеальных бинарных систем при разных коэффициентах относительной летучести

На практике разделению чаще всего подвергаются смеси с сопоставимыми (но не равными) температурами кипения (значит, и упругостями паров чистых компонентов), что отвечает конечному значению $\alpha_0 > 1$. В этом случае кривые (1.9) располагаются выше диагонали, причем тем дальше от нее (лучше возможности разделения), чем больше α_0 . Это означает, что при прочих равных условиях обогащение паровой фазы низкокипящим компонентом выше для смесей, характеризующихся большей разницей в температурах кипения. А для данной

бинарной смеси обогащение выше при более низких давлениях P , так как по указанным ранее причинам α_0 возрастает с понижением P .

Строго говоря, коэффициенты разделения α_0 для идеальных смесей необязательно должны оставаться постоянными в полном диапазоне концентраций, так как при изменении температур кипения с изменением x упругости паров чистых компонентов P_A^0 и P_B^0 могут изменяться в разной мере. Тогда кривые $y(x)$ будут для идеальных смесей несколько отличаться от равнобочных гипербол.

Ранее было принято, что технологический расчет процессов перегонки бинарных смесей ведется на базе НКК. Направленный перенос НКК из жидкой фазы в паровую реализуется, когда равновесная концентрация превышает рабочую (сопряженную). Поэтому рабочая область процессов дистилляции и ректификации располагается *ниже кривой равновесия*. Но концентрация НКК в паровой смеси больше, чем в жидкой; поэтому одновременно рабочая область *выше диагонали*.

1.2.4. Равновесие для реальных бинарных смесей

В реальных системах существует взаимодействие компонентов — обычно слабое в паровой фазе и зачастую существенное — в жидкой (различное для одно- и разноименных молекул). Это взаимодействие сказывается на равновесии, приводя к отклонению от идеальности (в частности, от закона Рауля). Такие системы на практике встречаются значительно чаще, чем близкие к идеальным.

Рассчитать взаимодействие между парой компонентов смеси весьма сложно, поэтому равновесие в реальных бинарных системах устанавливается экспериментально.

Различают малые и большие отклонения бинарных систем от идеальности.

Малые отклонения от идеальности

В случае малых отклонений от идеальности линии $P(x)$ перестают следовать линейной (аддитивной) зависимости (1.4). При этом кривые $P(x)$ могут проходить ниже прямой (см. рис. 1.1), отвечающей

закону Рауля (**отрицательное отклонение**) или выше (**положительное отклонение**), но во всем диапазоне изменения x от 0 до 1 они остаются *восходящими*, как показано на рис. 1.6. Иначе: касательная к кривой $P(x)$ здесь всегда образует острый угол с осью x , т. е. $dP/dx > 0$. Такие смеси называются **зеотропными**.

Растворы (жидкие смеси) первого типа образуются из смешиваемых компонентов с *выделением теплоты*, так что теплота парообразования смеси *превышает рассчитанную аддитивно* по составу смеси. Значит, образование паров из такой жидкой смеси затруднено. Иными словами, в этих растворах связи между молекулами разных компонентов сильнее, нежели между одинаковыми молекулами, поэтому упругость паров над смесью понижена в сравнении с рассчитанной по аддитивности.

Растворы второго типа образуются с *поглощением теплоты*, так что теплота парообразования смеси *меньше рассчитанной по аддитивности*. Значит, образование паров из такой жидкой смеси облегчено. Иными словами, в этих растворах, наоборот, связи между молекулами разных компонентов слабее, нежели между одинаковыми молекулами, поэтому упругость паров над смесью выше рассчитанной по аддитивности.

Кривые $P(x)$ и $P(y)$ для реальных смесей определяются из эксперимента.

Кривые $t(x)$ и $t(y)$ тоже определяются экспериментально; они качественно сходны с приведенными на рис. 1.3 (являются *нисходящими* в полном концентрационном диапазоне), но их конкретная форма зависит от свойств компонентов.

Кривые равновесия в диаграмме $y - x$ могут отличаться от симметричных (относительно нисходящей диагонали) гипербол, иначе говоря, $\alpha_0 = \alpha_0(x)$.

Первый закон Коновалова сохраняет смысл, характерный для идеальных смесей: в равновесном состоянии паровая фаза в сравнении с жидкой обогащена низкокипящим компонентом. Равновесные составы фаз с помощью диаграмм $t - x$, y и $y - x$ определяют графически — таким же построением, как и для идеальных бинарных смесей.

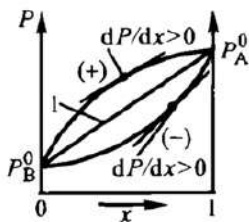


Рис. 1.6. Диаграммы $P(x)$ для реальных бинарных смесей: I — прямая, следующая закону Рауля, $(-)$ и $(+)$ — отрицательное и положительное отклонения от закона Рауля.

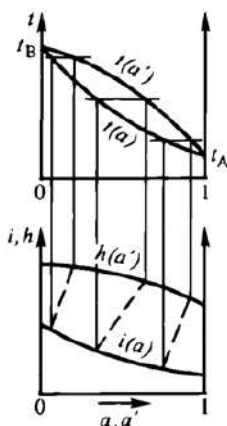


Рис. 1.7. Диаграммы энтальпии — состав и температура — состав.

В ряде случаев удобно представить равновесие в диаграммах типа свойство — состав, конкретно — в диаграмме энтальпии — концентрации. При этом в качестве концентраций используют мольные абсолютные величины x и y либо массовые абсолютные a и a' — для жидкой и паровой фаз соответственно. Обозначим энтальпию паровых смесей $h = h(a')$, а жидких — $i = i(a)$. Тогда упомянутая диаграмма имеет вид, показанный на рис. 1.7 совместно с диаграммой $t - a, a'$.

Энтальпийные кривые для пара $h(a')$ и жидкости $i(a)$ строятся по экспериментальным данным; как правило, это кривые, выпуклость которых зависит прежде всего от формы температурных кривых $t - a, a'$, знака разности теплоемкостей компонентов ($c_A - c_B$) и теплот парообразования смесей. Приблизительно энтальпии могут быть аддитивно рассчитаны для отдельных концентраций; далее по найденным значениям можно построить упомянутые энтальпийные кривые. Строже — должны быть учтены теплоты смешения компонентов,

а также изменение теплоемкостей и теплот парообразования с температурой.

Равновесные точки на энтальпийных кривых соединяются нодами (здесь — **изотермами**); способ их построения с привлечением диаграммы $t - a, a'$ ясен из рис. 1.7. Изотермы, соединяющие пары равновесных концентраций, изображены на рисунке штриховыми линиями. Это вертикали для чистых компонентов ($a, a' = 0; 1$) и наклонные (*непараллельные*) прямые в промежуточной области $0 < a, a' < 1$; наклон изотерм зависит от формы кривых $t - a, a'$, т. е. от свойств компонентов и их смесей. Таким образом, энтальпийная диаграмма включает кривые $h(a')$, $i(a)$ и поле изотерм (равновесных нод).

Большие отклонения от идеальности

Для некоторых смесей отклонения от идеальности бывают столь велики, что кривые $P(x)$ проходят через *экстремум*. Конкретное значение x для точки экстремума зависит от свойств компонентов. Диаграммы $P(x)$ с экстремумом давления (максимумом или минимумом) показаны на рис. 1.8, *а, г*. Смеси с экстремальным отклонением от идеальности следуют второму закону Коновалова (см. рис. 1.8, *а, б, г, д*): *максимуму на кривой давления отвечает минимум на кривой температур кипения; минимуму на кривой давления отвечает максимум на кривой температур кипения*.

Рассмотрим несколько подробнее системы с **максимумом давления** и **минимумом температуры кипения** (они встречаются чаще). На кривой $P(x)$ налицо две ветви (рис. 1.8, *а*) — восходящая (для нее $dP/dx > 0$) и нисходящая ($dP/dx < 0$), а также точка максимума, где касательная горизонтальна и $dP/dx = 0$. На диаграмме $t - x, y$ (рис. 1.8, *б*) первая область, как и в случае зеотропных смесей, в состоянии равновесия характеризуется неравенством $y > x$. Однако для второй области $y < x$, т. е. паровая фаза в сравнении с жидкой обогащена высококипящим компонентом. Если для $dP/dx > 0$ справедливо $y > x$, а для $dP/dx < 0$ верно $y < x$, то резонно предположить, что равенству $dP/dx = 0$ отвечает $y = x$, т. е. равенство равновесных

концентраций в жидкой и паровой фазах при *определенном* составе жидкой смеси $x_{аз}$. Смесь такого состава называют **азеотропной** (или нераздельно кипящей), а смесь компонентов, имеющую азеотропную точку А при некоторой концентрации $x_{аз}$, — **азеотропообразующей**. На диаграмме $y - x$ (рис. 1.8, в) для такой смеси также существуют области $y > x$ и $y < x$; азеотропу ($y = x$) соответствует точка пересечения линии равновесия с диагональю.

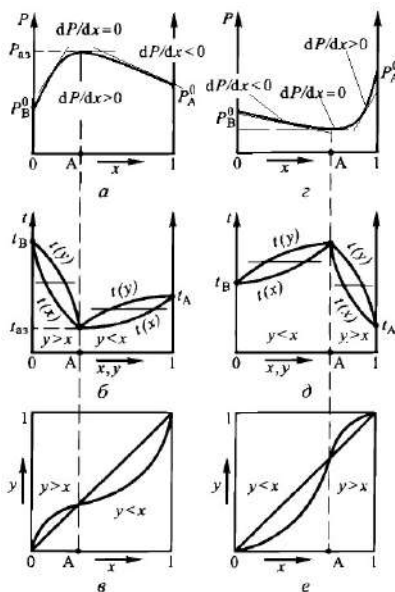


Рис. 1.8. Диаграммы $P - x$ (а, з), $t - x$ (б, д) и $y - x$ (в, е) для азеотропообразующих смесей

Обогащение паровой фазы во второй области *высококипящим* компонентом не следует трактовать как нарушение первого закона Коновалова. Просто азеотропная смесь в приведенном примере рассматривается как отдельный компонент — более летучий (низкокипящий), чем оба чистых компонента. И паровая фаза в сравнении с жидкой в *обеих* областях обогащена именно этим *летучим* компонентом

в строгом соответствии с первым законом Коновалова в его полной формулировке.

Физический смысл второго закона Коновалова поясним, сопоставляя фрагменты рис. 1.8, *а*, *б*. Азеотропная смесь с концентрацией $x_{аз}$ кипит при некоторой температуре $t = t_{аз}$. Это означает, что при $t_{аз}$ упругость паров азеотропной смеси $P_{аз}$ равна внешнему давлению. Смесь любого иного состава ($x > x_{аз}$ и $x < x_{аз}$) при температуре $t_{аз}$, как видно из диаграммы $P - x$ на рис. 1.8, *а*, дает более низкую упругость паров $P < P_{аз}$, такая смесь при данном внешнем давлении кипеть не будет. Чтобы она закипела, необходимо повысить упругость ее паров до внешнего давления; это можно сделать, увеличивая ее температуру сверх $t_{аз}$. Значит, температура кипения любой смеси, отличающейся по составу от азеотропной, будет выше $t_{аз}$. Иными словами, именно для смеси азеотропного состава (ему отвечает максимум давления $P_{аз}$) температура кипения $t_{аз}$ будет минимальной.

Аналогичный анализ можно провести для азеотропных смесей с *минимумом давления и максимумом температуры кипения*.

В энтальпийной диаграмме существование азеотропа отражается наличием вертикальной изотермы в азеотропной точке, тогда здесь $y = x$.

Составы азеотропных точек, зависящие от свойств компонентов, смещаются при изменении давления в соответствии с правилом Вревского: *в случае смесей с минимумом температур кипения при повышении давления увеличивается концентрация компонента с большей мольной теплотой парообразования, а в случае смесей с максимумом температур кипения — с меньшей*.

Смещение точки азеотропа с изменением давления может быть использовано для разделения азеотропообразующих смесей, в том числе смесей азеотропного состава, на весьма чистые компоненты.

Равновесие жидкость — пар для бинарных смесей с полной и частичной взаимной растворимостью компонентов подробно рассмотрено в учебной [1, 23, 24] и научной литературе [25].

1.2.5. Равновесие многокомпонентных систем

Многокомпонентные ($k > 2$) двухфазные ($\phi = 2$) системы характеризуются векторами (наборами) концентраций в каждой фазе: состав жидкой фазы $X(x_A, x_B, \dots, x_K)$, состав паровой фазы $Y(y_A, y_B, \dots, y_K)$. Условимся в дальнейшем именовать компоненты A, B, \dots, K в порядке нарастания их температур кипения: $t_A < t_B < \dots < t_K$. Каждому составу многокомпонентной жидкой фазы X отвечает определенный *равновесный* состав паровой фазы Y (и наоборот).

В случае **тройных** смесей для представления равновесия (и для технологических расчетов) удобно воспользоваться треугольной диаграммой. В вершинах равностороннего треугольника (рис. 1.9) — индивидуальные компоненты A, B и C , на сторонах — бинарные смеси AB, BC и AC , внутри треугольника — тройные смеси ABC . На рисунке также приведены диаграммы $t - x$, y для каждой из упомянутых бинарных смесей.

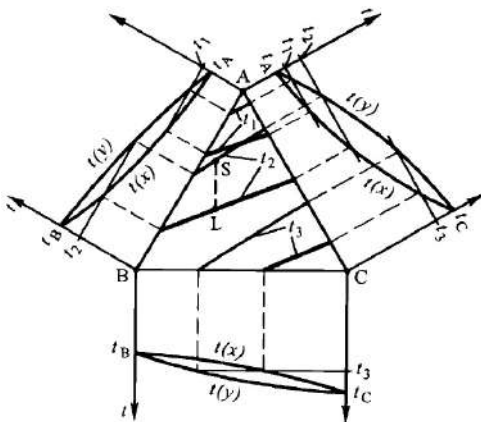


Рис. 1.9. Равновесие в идеальных трехкомпонентных системах

Равновесные составы отдельных бинарных смесей, как показано в разд. 1.2.3, получаются при проведении в этих диаграммах прямых $t = \text{const}$ и фиксации их точек пересечения с кривыми $t(x)$ и $t(y)$. Пусть надо знать равновесие при некоторой температуре t_2 , причем

$t_A < t_2 < t_B$. Тогда равновесные составы могут быть зафиксированы для двух бинарных смесей: АВ и АС; спроецировав эти составы на соответствующие стороны треугольника — АВ и АС, получим на них точки (*отдельно* для жидкой и паровой фаз), отвечающие температуре t_2 . Очевидно, изотермы t_2 для тройных смесей АВС есть линии внутри треугольника, соединяющие упомянутые пары точек на его сторонах. Аналогичным образом строятся изотермы для других температур, например t_1 и t_3 (на рис. $t_1 < t_2 < t_3$); полная диаграмма содержит семейства изотерм (для жидкости и пара) в диапазоне от t_A до t_C .

Для **идеальных** систем изотермы — *прямые*; на рис. 1.9 они показаны полужирными линиями применительно к паровой фазе и жирными применительно к жидкой. Равновесные составы жидкой и паровой фаз характеризуются точками (для t_2 — L и S), делящими одноименные изотермы в одинаковом соотношении. Для **реальных** смесей изотермы пара и жидкости — *кривые* линии; равновесные составы фаз для каждой пары изотерм точнее всего определяются экспериментально. Существуют и расчетные методы, позволяющие по равновесию бинарных смесей оценить равновесие тройных; часто это удается сделать достаточно точно, поскольку именно бинарные взаимодействия вносят основной вклад в поведение тройных систем.

В случае $k > 3$ концентрационные и равновесные представления теряют наглядность: для четырехкомпонентной смеси требуются построения в правильном тетраэдре, т. е. в трехмерном пространстве, а для $k > 4$ — в многомерном пространстве. Здесь многокомпонентные системы представляют как набор тройных смесей, каждая из которых изображается (изотермические линии, равновесные составы фаз) в своем концентрационном треугольнике. Детально эти вопросы изложены в специальной литературе.

Выше рассмотрены **зеотропные смеси**. В трех- и многокомпонентных смесях могут существовать **azeотропы** и **гетероazeотропы** — бинарные, тройные, многокомпонентные; их рассмотрение приведено в [21, 25–27].

В настоящее время разработаны непростые, но достаточно надежные модельные подходы [25–27], позволяющие по свойствам бинар-

ных и тройных смесей предсказывать свойства весьма сложных многокомпонентных систем и рассчитывать их равновесие.

1.3. Дистилляция

1.3.1. Общие положения

Под **дистилляцией** понимают процессы переноса компонента (компонентов), осуществляемые между жидкой и паровой фазами **в отсутствие противотока** этих фаз. Дистилляция представляет собой *частичное* испарение (при температуре кипения) жидкой смеси; пар при этом в соответствии с первым законом Коновалова обогащается низкокипящим (НKK) компонентом (или азеотропом с минимумом температуры кипения), а жидкий остаток — высококипящим (ВKK) компонентом (или азеотропом с максимумом температуры кипения). В этом и состоит эффект разделения. *Полное* испарение жидкой смеси к разделению не приводит, так как пар получается того же состава, что и исходная жидкость. Такой процесс имеет практический смысл, когда исходная жидкая смесь содержит нежелательные малолетучие примеси (скажем, смолистые вещества), не переходящие в паровую фазу; в этом случае полная дистилляция позволяет от них избавиться.

Процесс, обратный дистилляции, состоящий в *частичной* конденсации паровой смеси, называется **парциальной конденсацией**. В ходе такого процесса, также в соответствии с первым законом Коновалова, в конденсат преимущественно переходит ВKK, так что конденсат в сравнении с исходной паровой смесью обогащается высококипящим компонентом, а несконденсировавшийся пар — низкокипящим.

Если отслеживать общее направление межфазного переноса какого-либо из компонентов исходной смеси, то дистилляцию и парциальную конденсацию следует трактовать как *однонаправленные* процессы переноса.

Процесс дистилляции (в меньшей мере — парциальной конденсации) достаточно широко представлен в химической технологии и близких к ней отраслях промышленности (пищевой, фармацевтической и др.), прежде всего:

- в относительно малотоннажных производствах, осуществляемых преимущественно в периодическом и полунепрерывном режимах;
- в процессах, не требующих получения высокочистых конечных продуктов.

Технологические схемы процессов дистилляции весьма разнообразны. Здесь подробно рассмотрен инженерный расчет лишь одного из них, а именно простой дистилляции **бинарных** смесей.

1.3.2. Простая дистилляция

Простая дистилляция может быть периодической (*постепенной*, иногда — с отбором отдельных фракций) и *однократной* непрерывного действия.

Постепенная дистилляция

Постепенная дистилляция проводится следующим образом. В дистилляционный куб с теплообменным устройством (**кипятильником**) заливается исходная бинарная смесь в количестве L_H молей с начальной концентрацией НКК x_H при температуре t_0 . Через теплообменную поверхность подводится теплота. Сначала жидкость нагревается до начальной температуры кипения t_H (**стадия нагрева** без изменения агрегатного состояния), а затем происходит испарение части жидкости с понижением в ней концентрации НКК и повышением температуры кипения (**стадия дистилляции**). Образующиеся пары отводятся из дистилляционного куба *немедленно* — в момент их образования. Пары поступают в конденсатор-холодильник, после которого в виде жидкого дистиллята собираются в приемнике. В конце стадии дистилляции количество оставшейся в кубе жидкости равно L_K , концентрация НКК в ней — x_K , а конечная температура кипения — t_K ; концентрация НКК в дистилляте составляет x_D , а количество последнего — D . Постепенному изменению концентрации НКК x в кубовой жидкости сопутствует изменение его концентрации y в паровой фазе. Идеализируя процесс дистилляции, будем считать, что в каждый момент стадии дистилляции текущие концентрации НКК в жидкой и паровой фазах *равновесны*. Такое допущение отвечает медленной

дистилляции или очень большой поверхности контакта паровой и жидкой фаз, тогда успевает установиться межфазное равновесие, и массообмен происходит в условиях потоковой задачи.

Кроме трудностей в контроле периодического процесса, он отличается повышенными затратами теплоты на его проведение.

Однократная дистилляция

Схема *непрерывного* процесса однократной дистилляции представлена на рис. 1.10. Поток исходной L_H смеси состава x_H проходит подогреватель-испаритель 1, где нагревается от начальной температуры t_0 до парожидкостного состояния при конечной (рабочей) температуре t_K (т. е. выше начальной температуры кипения этой смеси t_H). При температуре t_K парожидкостная смесь подается в сепаратор 2, и там в изотермических условиях происходит равновесное разделение жидкости (точка М на рис. 1.11, а) состава x_K и пара (точка N) состава y_K . Жидкостной поток L_K **отводится** снизу сепаратора, а паровой поток D направляется в конденсатор-холодильник 3, после которого в жидком состоянии при температуре t_d собирается в промежуточной емкости 4, откуда отправляется к потребителю.

Схематически ход процесса показан на рис. 1.11, а, где в диаграмме $t - x, y$ точка А (некипящая жидкость) отвечает исходной смеси до подогрева, а точка В — этой смеси в парожидкостном состоянии. Из рисунка видно, что в результате разделения жидкая фаза оказывается обогащенной высококипящим компонентом ($x_K < x_H$), а дистиллят — низкокипящим ($y_K > x_H$). Предельные возможности разделения ясны из рис. 1.11, б: это наибольшее обогащение жидкости высококипящим компонентом — до x_K^{pp} , а пара (дистиллята) — низкокипящим до y_K^{pp} . Поэтому, ставя задачу разделения смеси методом однократной дистилляции, нельзя пытаться получить кубовую жидкость с $x_K < x_K^{pp}$, а дистиллят с $y_K > y_K^{pp}$.

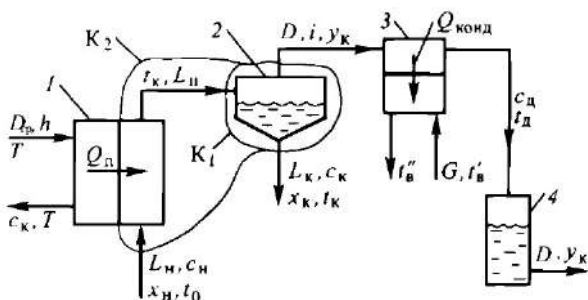


Рис. 1.10. Схема простой однократной непрерывной дистилляции:

1 — подогреватель-испаритель, 2 — сепаратор,

3 — конденсатор-холодильник, 4 — приемник дистиллята.

Материальный расчет. Задача материального расчета может быть сформулирована в различных постановках. В подавляющем большинстве случаев известны поток L_H и состав x_H исходной смеси, а также ее начальная температура t_0 . Далее требуется найти связь рабочей температуры t с потоками L_K , D и составами x_K , y_K конечных продуктов; это позволит решать задачи эксплуатации и проектирования. Пусть, например, задана температура t_K ; тогда в диаграмме $t - x, y$ (рис. 1.11, а) определяется точка В (вертикаль АВ — нагрев и получение парожидкостной смеси). В сепараторе происходит равновесное разделение жидкости и пара:



Для определения конечных потоков и составов фаз (4 неизвестные величины) запишем материальные балансы сепаратора (контур K_1 на рис. 1.10):

по потокам фаз

$$L_H - L_K - D = 0 \text{ и } D = L_H - L_K, \quad L_H = D + L_K; \quad (a)$$

по потокам НКК

$$L_H x_H - L_K x_K - D y_K = 0 \text{ и } D y_K = L_H x_H - L_K x_K, \\ L_H x_H = D y_K + L_K x_K \quad (6)$$

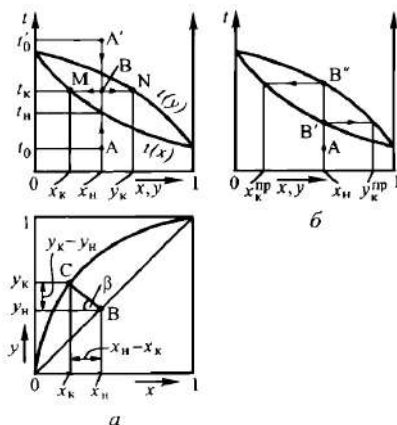


Рис. 1.11. К расчету простой однократной непрерывной дистилляции:

а — расчет процесса в диаграммах $t-x, y$ и $y-x$,

б — предельные возможности разделения.

Кроме того, располагая диаграммой $t-x, y$ или $y-x$, мы имеем равновесные связи величин t_K, x_K и y_K .

В случае задачи эксплуатации по t_K определяются (рис. 1.11, а) концентрации x_K и y_K , а из системы уравнений (а)–(б) — потоки L_K и D :

$$L_K = L_H \frac{y_K - x_H}{y_K - x_K}, \quad D = L_H \frac{x_H - x_K}{y_K - x_K},$$

$$\text{или} \quad \frac{y_K - x_H}{x_H - x_K} = \frac{L_K}{D}. \quad (1.10)$$

Пусть теперь технологическая задача состоит в получении определенного потока какой-либо фазы или необходимого ее состава (задачи проектирования); требуется найти оставшиеся неизвестные величины. Продемонстрируем последовательность расчета, если, например, требуется получить дистиллят заданного состава y_K . Тогда в диаграмме $t-x, y$ на линии $t(y)$ по y_K находим точку N, отсчитываем по ее ординате температуру разделения t_K и на линии $t(x)$ определяем концентрацию кубовой жидкости x_K (точку M). Далее по (1.10) находим конечные потоки фаз. Если же задан один из уходящих потоков,

то второй по разности рассчитывается из (а), а составы фаз удобно определять с помощью диаграммы $y - x$ (рис. 1.11, а). Для этого из точки В пересечения вертикали x_H с диагональю проводим до пересечения с линией равновесия (точка С) прямую под углом к горизонту β , так что $tg\beta = L_K/D$. Легко видеть, что в то же время $tg\beta = (y_K - x_H)/(x_H - x_K)$. Таким образом, соблюден материальный баланс, выраженный в форме третьего соотношения в (1.10). Рабочую температуру t_K находим, проецируя точку С на линию $t(x)$ в диаграмме $t - x, y$.

На составы продуктов x_K и y_K можно воздействовать с помощью рабочей температуры t_K (т. е. нагревом смеси в подогревателе-испарителе): из выражений (1.10) следует, что с повышением t_K (точка В перемещается вверх по вертикали x_H):

- возрастает выход дистиллята и уменьшается — кубовой жидкости;
- понижается концентрация НКК в дистилляте и кубовой жидкости.

Тепловой расчет. Он предусматривает определение тепловых потоков и теплоносителей в подогревателе-испарителе и конденсаторе-холодильнике. Такого рода задачи для теплообменников непрерывного действия в эксплуатационной и проектной постановках достаточно подробно рассмотрены в [1]. Здесь приведем без выводов лишь расчетные формулы с учетом символики, присущей однократной непрерывной дистилляции (обозначения — см. рис. 1.10):

$$\begin{aligned} Q_{\Pi} &= Dh + L_K c_K t_K - L_H c_H t_0; \quad D_{гр} = \frac{Q_{\Pi}}{h_{гр} - c_K^*} = \frac{Q_{\Pi}}{r_{гр}}; \\ F_{\Pi} &= \frac{Q_{\Pi}}{k_{\Pi} \Delta t_{\Pi}}; \quad Q_{конд} = D(h - c_D t_D); \quad G = \frac{Q_{конд}}{c_B (t''_B - t'_B)}; \\ F_{конд} &= \frac{Q_{конд}}{k_{конд} \Delta t_{конд}}. \end{aligned} \quad (1.11)$$

Здесь k и Δt — коэффициенты теплопередачи и температурные напоры, их принадлежность к соответствующим теплообменникам указана индексами.

Заметим: тепловой поток Q_{Π} найден из теплового баланса по пространственному контуру K_2 , включающему рабочие зоны разделяемой смеси для цепочки из двух аппаратов — 1 и 2 (см. рис. 1.10).

Процесс, обратный рассмотренному, называется **непрерывной однократной парциальной конденсацией**. Для его изображения также подходит технологическая схема, представленная на рис. 1.10, с изменениями, отвечающими состоянию исходной смеси и течению процесса. Исходная смесь в *перегретом парообразном состоянии* (ее температура — t'_0) поступает в холодильник-конденсатор 3, откуда выходит в парожидкостном состоянии при определенной температуре t_K . В сепараторе 2 происходит равновесное разделение жидкости и пара, отводимых раздельно. Далее пар в случае необходимости может быть сконденсирован.

Изображение процесса парциальной конденсации в диаграмме $t - x, y$ сходно с рассмотренным ранее для непрерывной однократной дистилляции, только исходная смесь на рис. 1.11, *a* отвечает точке A' в области *перегретого пара* (для рассмотрения принят случай, когда состав исходной смеси тоже равен x_H). Последующий анализ повторяет изложенный для однократной непрерывной дистилляции.

1.3.3. Краткая оценка процессов дистилляции

С помощью процессов дистилляции обычно не удастся получить продукты достаточно высокой чистоты. Это видно на рис. 1.12: при изменении концентрации НКК в кубе от x_H до x_K концентрация его в паре, а значит и в дистилляте, изменяется (кривая равновесия 1) в интервале относительно невысоких концентраций — от y'_H до y'_K . Высокие концентрации НКК в дистилляте (y''_H, y''_K) получаются лишь при большой разнице в температурах кипения компонентов; тогда линия равновесия (кривая 2) располагается далеко от диагонали, и приращение концентраций НКК в паре по сравнению с жидкостью достаточно велико.

Чаще всего дистилляцию применяют в промышленности в тех случаях, когда не требуется высокой чистоты продукта (или полупродукта для последующих стадий производства).

Правда, многократная дистилляция [1] позволяет получать достаточно чистые компоненты. Однако помимо очень низких выходов чистых продуктов этот процесс крайне **невыгоден энергетически**.

В самом деле, здесь приходится многократно испарять уже однажды испаренную жидкость, затрачивая большое количество теплоты и теплоносителя.

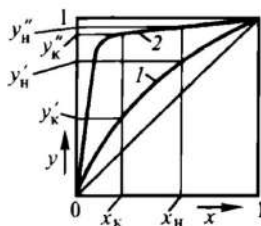


Рис. 1.12. К оценке эффективности разделения в процессах дистилляции:
1 — равновесная кривая при невысоком коэффициенте относительной летучести α_0 , 2 — то же при весьма высоком α_0 .

Одновременно приходится затрачивать хладагент на неоднократную (повторную) конденсацию паров.

Разумеется, при разделении смесей в условиях фазового перехода жидкость — пар *принципиально не обойтись* без испарения жидкости и конденсации пара. И технолог готов к затратам энергии на такие операции, если каждая из них осуществляется *однократно*. Кроме того, выходы продуктов приемлемой чистоты должны быть близки к *количественным*, отвечающим содержанию компонентов в исходной смеси. Эти задачи решаются при реализации процессов перегонки при противотоке парового и жидкостного потока в аппаратах (чаще всего колонного типа). Такой процесс назван ректификацией.

1.4. Ректификация

Ректификацией называется процесс переноса компонента (компонентов) между кипящей жидкой и конденсирующейся насыщенной паровой фазами при противотоке этих фаз. При чередовании по схеме противотока операций частичной конденсации паровой и испарения жидкой смесей можно получить выходы низкокипящего компонента (НKK) и высококипящего компонента (ВKK), примерно соответствующие их содержанию в исходной смеси.

При таком проведении процесса перегонки появляется *возможность* использовать при *каждой* упомянутой операции теплоту конденсации пара для испарения жидкости — путем *непосредственного* контактирования конденсирующейся паровой и кипящей жидкой фаз.

В процессе ректификации подводимая извне теплота затрачивается только в кипятильнике — *внизу* колонны *однократно* для частичного испарения жидкой смеси с получением начального потока пара в обогревающем устройстве в нижней части ректификационного аппарата (чаще всего — колонны). Теплота конденсации паров также отводится только в конденсирующем устройстве — *в верхней части* ректификационного аппарата.

Многократная частичная конденсация пара при контактировании с кипящей жидкостью (с образованием пара и жидкости других составов) позволяет существенно снизить энергозатраты на процесс разделения. Это **внутреннее энергосбережение**, присуще только процессу ректификации, подробно будет рассмотрено в главе 3.

Сущность ректификации *как явления* можно рассмотреть [1] на примере пуска колонны применительно к разделению бинарной смеси. При таком режиме работы колонны верхний продукт D не отбирается, и поток возвращаемой в колонну жидкости L (называемой флегмой) равен паровому потоку V , поднимающемуся по колонне. Схема ректификационного агрегата показана на рис. 1.13, *a*, ей соответствует диаграмма $t - x, y$ для разделяемой смеси (рис. 1.13, *б*). Колонну I будем считать адиабатической: она хорошо изолирована в тепловом отношении, так что потери теплоты в окружающую среду отсутствуют. В нижней части колонны, называемой также кубом, размещен кипятильник 2 для создания парового потока по колонне. На выходе паров сверху колонны расположен конденсатор 3.

Схематизируем явления, происходящие при ректификации. Пусть в куб залита бинарная жидкая смесь с содержанием НКК x_0 ; нагреем ее до температуры кипения $t_{\text{ж}}^0$ и начнем испарять. Пары, обогащенные НКК, состава y (примем для простоты, что они равновесны кубовой жидкости, их температуры одинаковы, т. е. $t'_{\text{п}} = t_{\text{ж}}^0$) поднима-

ются вверх, выходят из колонны и *полностью* конденсируются в конденсаторе до состояния кипящей жидкости. Эта жидкость, естественно, имеет состав $x' = y'$, но ее температура кипения $t'_{\text{ж}} < t'_{\text{п}}$ (см. рис. 1.13, б). Она возвращается в колонну, стекает вниз и на тарелке № 1 контактирует с восходящим потоком пара *того же* состава. Пар имеет более высокую температуру, чем жидкость; поэтому на тарелке № 1 происходит интенсивный теплообмен (прямой контакт, высокие коэффициенты теплоотдачи при конденсации и кипении), сопровождающийся массообменом между жидкой и паровой фазами. В результате пар конденсируется, выделяется теплота конденсации, и за ее счет испаряется жидкость.

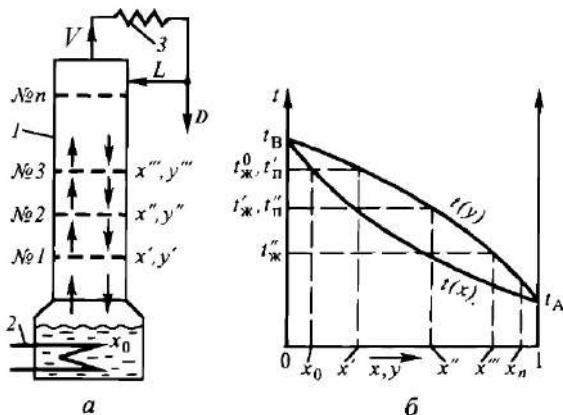


Рис. 1.13. Противоточное контактирование паровой и жидкой фаз (идеализированный процесс):

а — схема ректификационного агрегата (1 — колонна, 2 — кипятыльник, 3 — конденсатор), б — процесс ректификации в диаграмме $t - x, y$.

Подчеркнем: на тарелке № 1 (см. рис. 1.13, а) жидкость обогащена НКК в сравнении с кубовой жидкостью ($x' > x_0$); поэтому при ее испарении (принимаем, что равновесном) получается пар, еще более обогащенный НКК ($y'' > y'$, его температура $t''_{\text{п}} < t'_{\text{п}}$). Образовавшийся пар поднимается вверх, конденсируется в конденсаторе, откуда жидкость состава $x'' = y''$ при температуре кипения $t''_{\text{ж}}$ возвращается в

колонну. На тарелке № 2 (рис. 1.13, *a*) жидкость встречается с паром *того же* состава. И поскольку температура пара выше, нежели жидкости, то и здесь происходит акт конденсации — испарения с получением пара с более высоким содержанием НКК: $y''' > y''$.

Так постепенно за счет *противоточного* контакта фаз на тарелках (в случае насадочной колонны — на поверхности насадки) снизу вверх нарастают концентрации НКК в паре и жидкости — устанавливается некий профиль концентраций; этот эффект и лежит в основе процесса ректификации. Чистота НКК наверху колонны (значит, и на выходе из нее) определяется в рамках рассматриваемой схемы числом тарелок (или высотой слоя насадки).

После установления необходимого концентрационного профиля, т. е. требуемой концентрации НКК (чистоты) наверху колонны, верхний продукт может отбираться в качестве целевого. Верхний продукт отбирается лишь *частично*; остальное идет на орошение колонны для поддержания противоточного контакта фаз.

Заметим, что представленная выше картина является идеализированной. В действительности при неполном орошении колонны (отбор части конденсата в виде верхнего продукта) обогащение пара НКК на тарелке понижается (по условиям материального баланса — см. разд. 1.4.2.1). Кроме того, при реальном контакте фаз не успевает установиться равновесие. Поэтому *количественно* картина будет иной (нарастание концентрации НКК снизу вверх будет не столь быстрым). Однако *качественно* все рассмотренные эффекты сохраняются.

Важно: в отличие от дистилляции и парциальной конденсации при ректификации имеет место *двунаправленный* процесс переноса компонентов: НКК из жидкой фазы в паровую и ВКК — в обратном направлении.

Закономерности процесса ректификации весьма удобно анализировать при разделении **бинарных смесей**. Более сложные случаи рассматриваются менее детально.

Приведенная на рис. 1.13, *a* схема иллюстрирует лишь эффект ректификации; она ограничена получением только высококонцентри-

рованного НКК. Реальный ректификационный процесс позволяет получать оба компонента высокой концентрации.

Принципиальная схема процесса непрерывной ректификации бинарных смесей показана на рис. 1.14. Исходная смесь *I* подогревается в подогревателе 2 (обычно до температуры кипения¹ или близкой к ней) и через гребенку 3 (обеспечивающую возможность варьирования места подачи) подается в ректификационную колонну 1, внутри которой размещены контактные устройства (тарелки, насадка). Источником парового потока является кипятильник 4, источником жидкого потока — конденсатор 5. В схеме предусмотрены холодильники 6 и 7 продуктов, отбираемых сверху (поток *II*) и снизу (поток *III*), а также емкости исходной смеси и продуктов 8–10. Перекачивающие насосы на рисунке не показаны.

Принята следующая терминология основных потоков и узлов ректификационной установки:

- поток *I* носит естественное название — **исходная смесь**;
- поток *II* именуют **дистиллятом** (или дистиллатом);
- поток *III* называют **кубовым остатком** (или кубовой жидкостью);
- восходящий паровой поток так и называют: **поток пара** (иногда просто пар);
- нисходящий жидкостной поток (в том числе возвращаемый сверху в колонну на орошение) именуют **флегмой** (иногда просто жидкостью).

Тарелку, находящуюся в сечении подачи исходной смеси в колонну 1, называют **тарелкой питания**. Часть колонны, находящаяся выше тарелки питания (на выходе из нее получается «крепкий» НКК), носит название **укрепляющей** части колонны (иногда — укрепляющей колонны).

Часть колонны, находящаяся ниже тарелки питания (в ней НКК отгоняется из жидкости, исчерпывается), носит название **отгонной**

¹ Как будет показано в разд. 2.5.1, предварительный подогрев исходной смеси в подогревателе 2 с использованием такого же теплоносителя, как и в кипятильнике 4, энергетически невыгоден. Суммарные затраты теплоносителя в 2 и 4 раза больше, нежели затраты теплоты в кипятильнике 4 при питании исходной смесью без подогрева.

(реже — исчерпывающей) части колонны (иногда — отгонной или исчерпывающей колонны). Генератор пара называют **кипятильником**, источник флегмы (чаще всего — и дистиллята) — **конденсатором**.

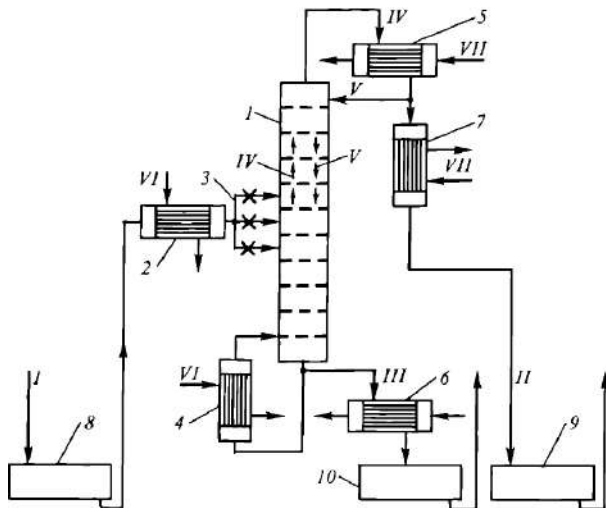


Рис. 1.14. Принципиальная схема непрерывно действующей ректификационной установки для разделения бинарных смесей:
 1 — колонна, 2 — подогреватель исходной смеси, 3 — гребенка,
 4 — кипятильник, 5 — конденсатор, 6, 7 — холодильники, 8–10 — сборники;
 I — исходная смесь, II — дистиллят, III — кубовая жидкость,
 IV — теплоноситель, V — охлаждающий агент.

Конденсация пара в конденсаторе, отбор дистиллята и возврат флегмы в колонну осуществляют двумя способами, схематично изображенными на рис. 1.15.

По первому способу (рис. 1.15, а) уходящий из колонны I пар полностью конденсируется в конденсаторе 2, откуда часть жидкости возвращается в колонну, а остаток выводится из системы в виде жидкого продукта. Очевидно, в данном случае составы всех трех потоков (пара, поступающего в конденсатор, флегмы, возвращаемой в колонну, и отводимого жидкого дистиллята) одинаковы.

1.4.1. Материальные и тепловые потоки при ректификации бинарных смесей

Удобно рассмотреть отдельно связь внешних потоков ректификационной колонны с составом продуктов разделения и внутренние материальные и тепловые потоки в колонне.

1.4.1.1. Связь внешних потоков ректификационной колонны с составами продуктов разделения

При практически любом расчете ректификационной установки непрерывного действия заданы состав x_1 кмоль НКК/кмоль смеси и поток L_1 кмоль/с исходной смеси. В случае проектного расчета ректификационной колонны чаще всего задаются требуемые составы продуктов разделения: x_2 кмоль НКК/кмоль смеси — дистиллята и x_0 кмоль НКК/кмоль смеси — кубового остатка. При ректификации (в отличие от дистилляции) значения составов x_2 и x_0 могут быть любыми за счет необходимого для этого числа тарелок в колонне и потока флегмы. Потоки дистиллята D кмоль/с и кубового остатка L_0 кмоль/с находятся из балансовых соотношений:

по общим потокам

$$L_1 - D - L_0 = 0; \quad (1.12)$$

по потокам НКК

$$L_1 x_1 - D x_2 - L_0 x_0 = 0. \quad (1.13)$$

Решая совместно уравнения (1.12) и (1.13), получаем:

$$D = L_1 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}; \quad (1.14)$$

$$L_0 = L_1 \frac{x_2 - x_1}{x_2 - x_0}. \quad (1.15)$$

Возможны и другие сочетания исходных данных проектного расчета: L_1, x_1, D, x_2 ; L_1, x_1, L_0, x_0 ; $L_1, x_1, D/L_1, x_0$ и т. п.

1.4.1.2. Материальные и тепловые потоки в ректификационной колонне

В ходе материального и теплового расчета ректификационных установок (материальные и тепловые балансы, рабочая линия процесса и т. п.) приходится оперировать потоками фаз и компонентов по

высоте колонны. В расчетном плане удобно, когда эти потоки *не изменяются* по высоте колонны: в этом случае упомянутые балансы *проще*, а рабочие линии — прямые.

В отличие от других массообменных процессов в процессе ректификации нельзя выделить инерт, поток которого постоянен: все компоненты (в бинарной смеси — оба компонента) участвуют в переносе вещества между фазами. Поэтому здесь нецелесообразно использовать относительные концентрации компонентов. С целью выбора способа выражения концентраций, приводящего к постоянству потоков фаз по высоте аппарата, рассмотрим непрерывный процесс, протекающий в контуре К, охватывающем верхнее сечение ректификационной колонны и произвольное сечение ее укрепляющей части (рис. 1.16). Будем оперировать абсолютными концентрациями и потоками фаз; способ их выражения (массовые или мольные) пока безразличен. Обозначим: L и V — потоки жидкой и паровой фаз, x и y — концентрации НКК в них. Параметры процесса в верхнем сечении снабдим индексом «в», в произвольном сечении оставим без индекса.

Материальный баланс для выделенного контура К (см. рис. 1.16) по *потокам фаз*:

$$L_B + V - L - V_B = 0,$$

откуда

$$V - L = V_B - L_B = idem. \quad (1.16)$$

Таким образом, *разность* потоков фаз (а сами потоки могут изменяться по высоте ректификационной колонны) во всех сечениях колонны одна и та же: она равна разности потоков в верхнем ее сечении. Легко видеть (из материального баланса для точки разделения потоков на флегму и дистиллят), что эта разность $V_B - L_B = D$; значит, и для *любого* сечения колонны $V - L = D$.

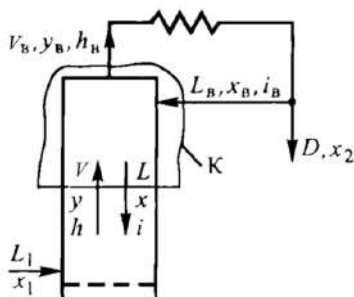


Рис. 1.16. Схема материальных и тепловых потоков в укрепляющей части ректификационной колонны

Тепловой баланс для выделенного контура К (см. рис. 1.16) составим, пренебрегая потерями теплоты в окружающую среду и обозначив h и i как энтальпии пара и жидкости:

$$L_B i_B + Vh - Li - V_B h_B = 0,$$

откуда

$$Vh - Li = V_B h_B - L_B i_B = idem. \quad (1.17)$$

Таким образом, потоки теплоты с паровой и жидкой фазами (Vh и Li) могут изменяться по высоте колонны, но их *разность* для любого сечения колонны одинакова.

Если энтальпии компонентов, а значит и их смесей, неизменны (на практике близки), т. е. не зависят от состава фаз:

$$h_A \approx h_B \approx h \approx const \quad \text{и} \quad i_A \approx i_B \approx i \approx const,$$

то фазовые потоки будут постоянными по высоте колонны. Это положение легко доказывается с помощью соотношения (1.17) с учетом, что $h = i + r$, где r — теплота испарения:

$$Vh - Li = idem = V(r + i) - Li$$

или

$$Vr + i(V - L) = idem. \quad (1.18)$$

Поскольку $V - L = idem$, $i = const$ и $r = h - i = const$, то и $V = idem$, а следовательно, и

$$L = V - D = idem.$$

Заметим, что в выражении (1.18) в подавляющем большинстве случаев первое слагаемое значительно превосходит второе. Это означает, что для постоянства фазовых потоков по высоте колонны (отдельно — для укрепляющей и отгонной ее частей) важно прежде всего равенство теплот испарения $r_A \approx r_B \approx r$.

На практике весьма часто *мольные* теплоты испарения разделяемых компонентов достаточно близки. Это обстоятельство объясняют близостью мольных энтальпий парообразования для разных веществ.

Например, для воды и этанола массовые теплоты испарения различаются в 2,5 раза, а мольные — менее чем на 2,5%:

Вещество	r кДж/кг	M кг/кмоль	r кДж/кмоль
Вода	2260	18	40700
Этанол	907	46	41700

На практике мольные потоки фаз V и L с приемлемой погрешностью принято считать неизменными по высоте колонны, если мольные теплоты парообразования r различаются не более чем на 10%, а разница температур кипения не превышает 20–30°. Можно сказать, что при постоянстве мольных энтальпий пара и жидкости конденсация в каком-либо сечении (на тарелке) 1 кмоль пара должна приводить за счет выделения теплоты конденсации к испарению 1 кмоль жидкости.

Целесообразность (в расчетном плане) использования *мольных* потоков и концентраций для получения постоянных фазовых потоков очевидна.

Постоянство абсолютных потоков фаз при наличии межфазного переноса компонентов указывает на существование *эквивалентного* (здесь — эквимольного) разнонаправленного массообмена: сколько молей НКК переходит из жидкой фазы в паровую, столько же молей ВКК переходит из паровой фазы в жидкую.

Подобно зависимости (1.18) для того же контура К (см. рис. 1.16) можно записать уравнения материального баланса *по потокам НКК*:

$$L_B x_B + Vy - Lx - V_B y_B = 0,$$

откуда

$$Vy - Lx = V_B y_B - L_B x_B = idem. \quad (1.19)$$

Иными словами: потоки компонента, переносимые паром и жидкостью, могут изменяться по высоте колонны, но *разность* потоков компонента с отдельными фазами для всех сечений (в пределах укрепляющей или отгонной части ректификационной колонны) одна и та же. Величину этой разности для укрепляющей части колонны легко определить из материального баланса для точки разделения конденсата на дистиллят и флегму: $V_{BUB} - L_B x_B = Dx_2$, а значит, $Vy - Lx = Dx_2$; для отгонной части колонны такая разность $L'x - Vy = L_0x_0$.

В случае постоянных потоков V и L можно записать для соседних тарелок (сечений):

$$Vy_i - Lx_i = Vy_{i+1} - Lx_{i+1},$$

отсюда

$$\frac{y_{i+1} - y_i}{x_{i+1} - x_i} = \frac{L}{V} = idem. \quad (1.20)$$

Из (1.20) следует, что при постоянстве потоков L и V на всех тарелках отношение приращений в фазах одно и то же. При этом величины самих приращений Δx и Δy могут быть разными.

В дальнейшем детально рассматриваются 2 расчета процесса непрерывной ректификации:

- с *постоянными* по высоте колонны мольными потоками паровой и жидкой фаз;
- с *переменными* по высоте колонны потоками паровой и жидкой фаз.

1.4.2. Расчет непрерывной ректификации бинарных смесей при постоянных по высоте колонны мольных потоках паровой и жидкой фаз

Расчет процессов ректификации, как и других массообменных процессов, сводится к решению задач двух основных типов:

- *проектирования* — определения условий проведения процесса и основных конструктивных характеристик аппарата, обеспечивающих требуемую степень разделения компонентов;

– *эксплуатации* — нахождения достижимой степени разделения при заданных условиях процесса (имеющийся аппарат, известные входные параметры и режимы работы).

При решении обеих задач вначале необходимо количественно оценить **эффективность** процесса массообмена: в первом случае *требуемую* для достижения заданного качества разделения, во втором *обеспечиваемую* существующей ректификационной установкой.

Для оценки эффективности массообмена широко используют один из двух параметров — число теоретических ступеней (или тарелок) n_T или число единиц переноса [1].

В дальнейшем эффективность массообмена в ректификационной колонне будем оценивать числом теоретических ступеней (тарелок) n_T . Напомним, что на теоретической ступени достигается идеальный контакт фаз, т. е. из контактного устройства (например, барботажной тарелки) потоки взаимодействующих фаз уходят с равновесными концентрациями.

1.4.2.1. Расчет числа теоретических тарелок

Для определения числа теоретических ступеней n_T надо располагать линией равновесия и знать закон изменения сопряженных концентраций x и y по высоте колонны (в рабочем диапазоне их изменения). В диаграмме $x - y$ зависимость сопряженных концентраций представляет собой **рабочую линию** процесса.

Ректификационная колонна непрерывного действия состоит из двух частей: верхней (укрепляющей) — от тарелки питания до конденсатора и нижней (отгонной) — от куба до тарелки питания. В этих частях колонны различны фазовые потоки, поскольку на тарелку питания подается исходная смесь. Поэтому при описании процесса непрерывной ректификации для каждой части колонны характерна своя рабочая линия.

Первоначально будем считать, что в ректификационную колонну подается исходная смесь при температуре кипения.

Укрепляющая часть колонны

Схема укрепляющей части показана на рис. 1.17. Выделим контур K_1 , проходящий чрез произвольное сечение с потоками V , L , сопряженными концентрациями y , x , и верхнее сечение, где отводится низкипящий продукт — дистиллят (его поток D с концентрацией x_2). Запишем для этого контура материальные балансы:

– по мольным потокам НКК

$$Vy - Dx_2 - Lx = 0; \quad (1.21)$$

– по мольным потокам фаз

$$V - D - L = 0. \quad (1.22)$$

Совместное решение (1.21) и (1.22) дает уравнение рабочей линии:

$$y = \frac{D}{D+L}x_2 + \frac{L}{D+L}x. \quad (1.23)$$

Разумеется, тот же результат получится, если материальный баланс по НКК записать для контура K_2 .

Поскольку в этом разделе рассматриваются процессы ректификации с постоянными потоками фаз V и L по высоте укрепляющей части колонны (а D для каждого процесса — величина фиксированная), то зависимость сопряженных концентраций (1.23) представляет уравнение *прямой* линии.

Для анализа ректификационных процессов принято использовать *приведенные* фазовые потоки. Отношение L/D названо **флегмовым числом**; оно представляет собой количество *кмоль* флегмы, возвращаемой в колонну, в расчете на один *кмоль* отводимого дистиллята. В дальнейшем используются соотношения:

$$L = DR \text{ и } V = L + D = D(R + 1). \quad (1.24)$$

Уравнение (1.23) после деления числителей и знаменателей слагаемых в правой части на D с учетом (1.24) принимает вид

$$y = \frac{x_2}{R+1} + \frac{R}{R+1}x. \quad (1.25)$$

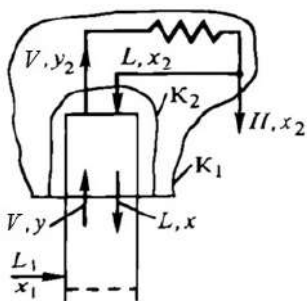


Рис. 1.17. Расчетная схема укрепляющей части ректификационной колонны

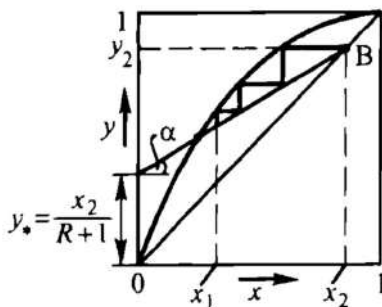


Рис. 1.18. Рабочая линия укрепляющей части ректификационной колонны в диаграмме $y-x$

Прямая по (1.25) образует с осью абсцисс угол α , причем $\operatorname{tg} \alpha = \frac{R}{R+1}$, и отсекает на оси ординат (при $x = 0$) отрезок $y_* = \frac{x_2}{R+1}$ (рис. 1.18). По известной точке ($y_*, x = 0$) и углу α можно построить рабочую линию. Но удобнее строить ее по двум точкам; поэтому найдем вторую характерную точку рабочей линии, отвечающую ее пересечению с диагональю. Если (1.25) решить совместно с уравнением диагонали $y = x$, то, исключив y , получим абсциссу точки пересечения:

$$y = x = \frac{x_2}{R+1} + \frac{R}{R+1}x,$$

откуда $x = x_2$, причем при полной конденсации пара в конденсаторе $x_2 = y_2$. Значит, в диаграмме $y-x$ рабочая линия проходит через точку В с координатами x_2, y_2 , лежащую на диагонали.

Располагая рабочей линией, можно построить теоретические ступени между нею и кривой равновесия в виде ряда прямоугольных треугольников, опирающихся своими гипотенузами на рабочую линию (см. рис. 1.18). Так находят число теоретических ступеней, необходимых для повышения концентрации НКК в укрепляющей части колонны от x_1 до x_2 .

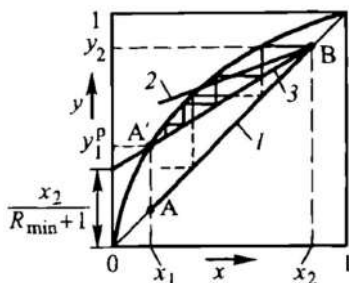


Рис. 1.19. *Предельные положения рабочей линии укрепляющей части колонны*

Следует отметить, что такое упрощенное построение теоретической ступени (в виде треугольников) не позволяет проследить за изменением температур и составов потоков пара и жидкости, участвующих в тепломассообмене на тарелке. Полное представление о протекающих на теоретических ступенях (тарелках) процессах тепломассообмена приведено в разделе 3.2.

Положение рабочей линии, как следует из уравнения (1.25), определяется флегмовым числом R и составом дистиллята x_2 . Состав дистиллята в случае проектной задачи известен (задается при ее постановке). Основную проблему составляет **выбор флегмового числа**.

Рассмотрим сначала качественно влияние положения рабочей линии на процесс ректификации. С ростом R рабочая линия, проходящая через точку на диагонали с абсциссой x_2 , располагается ближе к диагонали, так как уменьшается отрезок y_* . В результате с ростом R уменьшается число теоретических тарелок, необходимое для достижения заданной степени разделения в укрепляющей части колонны. Одновременно при постоянном потоке отбираемого верхнего продукта D (дистиллята) с ростом R увеличиваются потоки (затраты) теплоты в кубе и конденсаторе колонны; рост R при постоянном D означает увеличение потока флегмы L . Ее надо испарять в кипятыльнике, а образовавшийся пар конденсировать в конденсаторе. Поэтому с повышением R возрастают расходы теплоносителя (чаще всего — греющего пара)

в кипятильнике и охлаждающего агента (скажем, воды или воздуха) — в конденсаторе.

Рассмотрим пределы возможного изменения флегмового числа. При заданной концентрации дистиллята x_2 величина отрезка $y_* = x_2 / (R + 1)$ (см. рис. 1.18), отсекаемого рабочей линией на оси ординат, зависит только от флегмового числа R . С увеличением R упомянутый отрезок уменьшается, и рабочая линия поворачивается вокруг точки В, приближаясь к диагонали и удаляясь от кривой равновесия. Очевидно, в нижнем предельном своем положении рабочая линия совпадает с диагональю и представляет собой участок АВ на рис. 1.19. При этом отрезок $y_* = 0$, что соответствует $R \rightarrow \infty$. Этот же вывод следует из анализа изменения угла α и $tg \alpha = \frac{R}{R+1}$ (см. рис. 1.18): для диагонали $\alpha = 45^\circ$ и $tg \alpha = 1$, что означает $R \rightarrow \infty$. Так как $R = \frac{L}{D}$, то (при физической невозможности $L \rightarrow \infty$) устремление R к ∞ означает $D \rightarrow 0$, т. е. *нет отбора дистиллята*, и вся жидкость, полученная в результате полной конденсации пара, возвращается в колонну в виде флегмы. В таких случаях говорят, что колонна работает «с полным орошением», или «на себя», — без выдачи продукта.

Этот режим работы ректификационной колонны применяется в исследовательских целях — для оценки эффективности колонны, для сравнения эффективностей колонн различных конструкций. Кроме того, полное орошение ректификационной колонны используется в некоторых специальных случаях, когда ректификация не имеет целью разделение компонентов, а применяется в иных целях, например, для обеспечения определенного профиля температур по высоте технологического аппарата. Наконец, полный возврат флегмы является непременной стадией выхода на непрерывный режим работы ректификационной колонны — сперва устанавливается необходимый профиль концентраций, только после этого начинают отбор дистиллята.

В режиме $R \rightarrow \infty$ (линия 1 на рис. 1.19) достигается *максимальная движущая сила процесса*, и поэтому заданная степень разделения обеспечивается, как видно из рисунка, *минимальным числом теорети-*

ческих ступеней, т. е. $n_T = n_{T \min}$. Очевидно, и число реальных ступеней (тарелок) $n = n_T/\eta_T$ в этом случае будет наименьшим (здесь η_T — средний по колонне КПД тарелок). Однако в режиме $R \rightarrow \infty$ испаряется максимальное количество жидкости в кубе (кипятильнике) колонны и конденсируется максимальное количество пара в конденсаторе; следовательно, расходы греющего пара и охлаждающего агента в этом случае будут наибольшими.

С уменьшением R отрезок y_* увеличивается, и рабочая линия поворачивается около точки В, отдаляясь от диагонали и приближаясь к равновесной линии. Если она при этом пересекает кривую равновесия выше точки А' (x_1, y_1^p), то при данном составе питания x_1 процесс невозможен даже при бесконечном числе тарелок (линия 2 на рис. 1.19). Предельный случай — рабочая линия проходит через точку А' (линия 3 на рис. 1.19). Тогда в точке А' движущая сила ($y^p - y$) равна нулю, и для проведения процесса разделения в заданном диапазоне составов от x_1 (на тарелке питания) до x_2 (в дистилляте) потребуются бесконечно большое число теоретических ступеней. Заметим: в случае массообмена с непрерывным контактом фаз значение $(y^p - y) = 0$ на одном из концов массообменного аппарата (здесь — укрепляющей части колонны) приводит к нулевой средней движущей силе и, как следствие, к необходимости бесконечно большой поверхности контакта фаз, а значит, и высоты колонны. Это предельное положение рабочей линии соответствует максимальной величине отрезка y_* и, следовательно, **минимальному флегмовому числу R_{\min}** .

Для определения R_{\min} воспользуемся уравнением рабочей линии (1.25). При $R = R_{\min}$ рабочая линия проходит через точку А' с координатами x_1 и y_1^p (см. рис. 1.19). Подставив эти значения в (1.25), получим

$$y_1^p = \frac{x_2}{R_{\min} + 1} + \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} x_1,$$

откуда

$$R_{min} = \frac{x_2 - y_1^p}{y_1^p - x_1} = \frac{y_2 - y_1^p}{y_1^p - x_1}. \quad (1.26)$$

При $R = R_{min}$ разделение возможно только в колонне бесконечно большой высоты. При этом расходы теплоты в кубе и конденсаторе, а с ними и расходы греющего пара и охлаждающего агента, будут наименьшими.

Таким образом, с увеличением флегмового числа *капитальные затраты*, связанные с габаритами ректификационной колонны (строже — с амортизационными отчислениями, зависящими еще и от нормативного срока ее функционирования), *уменьшаются*, а *эксплуатационные затраты* (их главную часть составляют энергозатраты) — *возрастают*.

Рабочее флегмовое число R , при котором может работать колонна, находится в пределах $R_{min} < R \leq \infty$.

Выбор *оптимального* флегмового числа определяется технико-экономическим расчетом. Общий подход заключается в минимизации суммарных затрат. Для процесса ректификации **капитальные** (амортизационные) **затраты** пропорциональны высоте колонны (числу тарелок n ; высоте слоя насадки H_H), а также зависят от диаметра колонны d_K . Последняя зависимость неоднозначна: если «начинка» колонны дешевая, то стоимость пропорциональна периметру колонны, т. е. ее диаметру d_K ; если дорогая, то поперечному сечению колонны, т. е. d_K^2 . А величина d_K по уравнению расхода определяется паровым потоком $V = D(R + 1)$: при конкретной скорости пара в колонне $V \sim d_K^2$. Итак, капитальные затраты пропорциональны произведению $n[D(R + 1)]^s$, где s изменяется в интервале от 0,5 до 1 (при этом росту R сопутствует уменьшение n). **Эксплуатационные** (энергетические) **затраты** пропорциональны паровому потоку V (его испаряют в кипятильнике и конденсируют в конденсаторе), а значит, величине $D(R + 1)$. Суммарные затраты Z составляют

$$Z = An[D(R + 1)]^s + \varepsilon D(R + 1).$$

Здесь удельные коэффициенты амортизационные A и эксплуатационных Ξ затрат зависят от складывающихся цен на материалы и оборудование и на энергию, а также от конструктивных характеристик аппаратуры.

Задача технико-экономического анализа — минимизация функции Z в зависимости от R : минимуму Z отвечает оптимальное рабочее значение R .

Трудности технико-экономического расчета (они заключаются прежде всего в определении A и Ξ) стимулируют достаточно широкое использование эмпирических оценок и практических рекомендаций.

Существует ряд приближенных подходов к определению оптимального значения R . Приведем некоторые из них.

Наиболее простой подход базируется на понятии о **коэффициенте избытка флегмы** $\sigma = R/R_{min} > 1$. Если значение σ установлено, то рабочее флегмовое число рассчитывается как $R = \sigma R_{min}$. Рекомендуемые диапазоны σ по разным источникам заметно расходятся: нижний предел — от 1,05 до 1,3, верхний — от 2 до 10.

В последние годы все чаще обращаются к расчету оптимального R , минуя σ . Так, приводятся формулы типа $R = (1 + k)R_{min} + k\sigma$ диапазонами значений k , а иногда — с численными значениями (обычно на уровне 0,3).

Более физически обоснованным является подход, учитывающий отклонения от минимальных значений $(R - R_{min})$ и $(n_T - n_{Tmin})$. Приведем в модифицированном виде некоторые соотношения с рекомендуемыми диапазонами параметров:

$$\begin{aligned} \frac{R - R_{min}}{R_{min} + 1} &= a_0 (a_0 = 0,1 \div 0,5); \\ \frac{n_T - n_{Tmin}}{n_{Tmin} + 1} &= b_0 (b_0 = 0,4 \div 1). \end{aligned} \quad (1.27)$$

Если взять произведение этих комплексов

$$\frac{R - R_{min}}{R_{min} + 1} \frac{n_T - n_{Tmin}}{n_{Tmin} + 1} = a_0 b_0,$$

то оно вполне отвечает физическому смыслу: если $R \rightarrow \infty$, то необходимо $n_T \rightarrow n_{Tmin}$, так как произведение $a_0 b_0$ конечно; из этих же соображений $R \rightarrow R_{min}$ при $n_T \rightarrow \infty$.

Выражение (1.27) легко преобразуется к виду

$$\frac{R+1}{R_{min}+1} \frac{n_T+1}{n_{Tmin}+1} = (1+a_0)(1+b_0) \approx const. \quad (1.28)$$

Анализ показывает, что в рекомендуемых диапазонах численное значение правой части выражения (1.28) изменяется мало, оно близко к 2,2 (естественно, наибольшему значению a_0 отвечает наименьшее значение b_0 . Задавшись, например, приемлемой величиной комплекса $(n_T+1)/(n_{Tmin}+1)$ или практически совпадающей с ней величиной n_T/n_{Tmin} (конечно, более 1 и менее 2,2), получаем оптимальное рабочее флегмовое число R .

Существуют и иные подходы к оценке оптимального флегмового числа.

Отгонная часть колонны

Схема отгонной части колонны показана на рис. 1.20. Поток жидкости L' в этой части колонны больше потока флегмы L , стекающей из укрепляющей части, на величину потока исходной смеси L_1 , поступающей на тарелку питания в виде *кипящей жидкости*. Для вывода уравнения рабочей линии выделим контур К, проходящий через промежуточное сечение с потоками V, L' и сопряженными концентрациями y, x и через нижнее сечение, где отводится высококипящий поток L_0 — кубовая жидкость с концентрацией НКК x_0 . Запишем для этого контура уравнение материального баланса:

– по мольным потокам НКК

$$L'x - Vy - L_0x_0 = 0,$$

– по мольным потокам фаз

$$L' - V - L_0 = 0.$$

Решая совместно эти два уравнения, получаем уравнение рабочей линии отгонной части колонны:

$$y = -\frac{L_0}{V}x_0 + \frac{V+L_0}{V}x = -\frac{L_0}{V}x_0 + \frac{L'}{V}x. \quad (1.29)$$

Поскольку V и L_0 постоянны, то это уравнение *прямой*. Как и для укрепляющей части колонны, построим эту прямую по двум точкам, через которые она проходит: пересечения ее с диагональю и с рабочей линией укрепляющей части колонны.

С помощью уравнений (1.29) и диагонали $y = x$ найдем первую точку пересечения, приравняв ординаты:

$$y = x = -\frac{L_0}{V}x_0 + \frac{V + L_0}{V}x;$$

отсюда находим абсциссу точки пересечения: $x = x_0$. На диагонали $y_0 = x_0$, поэтому составы отводимой из куба жидкости и образующегося в нем пара одинаковы. Заметим: равенство $y_0 = x_0$ означает, что ректификационное действие куба не учитывается.

Для нахождения точки пересечения рабочих линий необходимо совместно решить уравнения (1.23) и (1.29). Приравняв их правые части, получим, сократив на V :

$$Dx_2 + Lx = -L_0x_0 + L'x,$$

откуда

$$Dx_2 + L_0x_0 = (L' - L)x. \quad (1.30)$$

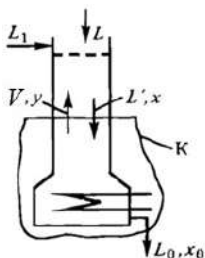


Рис. 1.20. Расчетная схема отгонной части колонны

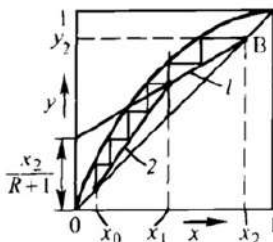


Рис. 1.21. Построение рабочих линий укрепляющей (1) и отгонной (2) частей ректификационной колонны

Из материального баланса (1.13) по потоку НКК для контура, охватывающего *всю* колонну, получаем выражение для *левой* части (1.30):

$$Dx_2 + L_0x_0 = L_1x_1. \quad (1.31)$$

Если принять, что исходная смесь поступает на тарелку питания при температуре кипения, то $L' = L + L_1$. Тогда правая часть (1.30) принимает вид

$$(L' - L)x = L_1x. \quad (1.32)$$

Из (1.31) и (1.32) следует:

$$L_1x_1 = L_1x, \quad \text{т. е. } x = x_1.$$

Это означает, что при подаче исходной жидкости при температуре кипения рабочие линии обеих частей колонны пересекаются в точке с абсциссой x_1 .

1.4.2.2. Тепловой расчет колонны

Схема, иллюстрирующая тепловой расчет ректификационной колонны, представлена на рис. 1.22.

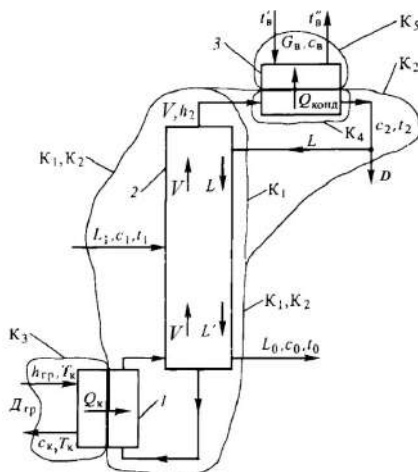


Рис. 1.22. К тепловому расчету ректификационной колонны:

1 — кипяtilьник, 2 — колонна, 3 — конденсатор.

В колонну вносится теплота:

Q_K — в кипяtilьнике (чаще всего — конденсирующимся водяным паром);

$L_1c_1t_1$ — с исходной смесью (c_1 и t_1 — ее теплоемкость и температура);

Lc_2t_2 — с флегмой (c_2 и t_2 — теплоемкость и температура флегмы, равные соответствующим параметрам дистиллята).

Из колонны отводится теплота:

Vh_2 — с паром, поступающим в конденсатор (h_2 — энтальпия выходящего из колонны пара);

$L_0c_0t_0$ — с кубовым продуктом (c_0 и t_0 — его теплоемкость и температура).

Для определения расхода теплоты в кипятильнике запишем, пренебрегая тепловыми потерями в окружающую среду, уравнение теплового баланса для контура K_1 (см. рис. 1.22), проходящего через теплообменную поверхность кипятильника:

$$Q_K + L_1c_1t_1 + Lc_2t_2 - Vh_2 - L_0c_0t_0 = 0. \quad (1.33)$$

Подставляя в (1.33) $L = DR$ и $V = D(R + 1)$, выразим Q_K :

$$Q_K = DR(h_2 - c_2t_2) + Dh_2 + L_0c_0t_0 - L_1c_1t_1,$$

или, учитывая, что скрытая теплота испарения дистиллята (флегмы) $r_2 = h_2 - c_2t_2$,

$$Q_K = D(Rr_2 + h_2) + L_0c_0t_0 - L_1c_1t_1. \quad (1.34)$$

Определив количество теплоты Q_K , подводимой в кипятильнике колонны, можно рассчитать расход греющего пара $D_{гр}$, составив тепловой баланс для контура K_3 (см. рис. 1.22). Обозначим: $h_{гр}$ — энтальпия греющего пара, T_K — его температура в °С, c_K — теплоемкость конденсата. Тогда

$$D_{гр}h_{гр} - D_{гр}c_KT_K - Q_K = 0$$

и

$$D_{гр} = \frac{Q_K}{h_{гр} - c_KT_K} = \frac{Q_K}{r_{гр}}, \quad (1.35)$$

где $r_{гр} = h_{гр} - c_KT_K$ — теплота конденсации греющего пара.

Поток теплоты, отводимой в конденсаторе $Q_{конд}$, найдем из теплового баланса для контура K_4 :

$$Vh_2 - Vc_2t_2 - Q_{конд} = 0,$$

откуда

$$Q_{конд} = V(h_2 - c_2t_2) = Vr_2. \quad (1.36)$$

Поток охлаждающей воды G_B с начальной температурой t'_B , конечной t''_B и теплоемкостью c_B определим из теплового баланса для контура K_5 :

$$G_B c_B t'_B + Q_{\text{конд}} - G_B c_B t''_B = 0,$$

так, что

$$G_B = \frac{Q_{\text{конд}}}{c_B (t''_B - t'_B)} \quad (1.37)$$

Представляет интерес сопоставление тепловых потоков Q_K и $Q_{\text{конд}}$. В этих целях на рис. 1.22 выделим контур K_2 и запишем для него тепловой баланс:

$$Q_K + L_1 c_1 t_1 - Q_{\text{конд}} - P c_2 t_2 - L_0 c_0 t_0 = 0. \quad (1.38)$$

Теплоты, подводимые и отводимые *жидкостными* потоками, примерно одинаковы: $L_1 c_1 t_1 \approx D c_2 t_2 + L_0 c_0 t_0$. Тогда из равенства (1.38) получаем: $Q_K \approx Q_{\text{конд}}$. Физически это надо понимать так: именно флегму, получаемую в конденсаторе, и надо испарять в кипятильнике; поэтому **теплоты (подводимые и отводимые)** в этих аппаратах **примерно равны**.

1.4.2.3. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на работу ректификационной колонны

В предшествующих разделах рассматривалась работа ректификационной колонны, питаемой исходной смесью при температуре кипения. Реально возможны и другие технологические ситуации: исходная смесь может быть не догрета до температуры кипения либо находиться в парожидкостном или даже в парообразном состоянии. Важно знать, как такие отклонения от ранее рассмотренного режима питания отразятся на работе ректификационной колонны.

В этом случае конденсация одного *моля* пара на тарелке питания приводит к испарению одного моля жидкости; значит, если снизу на рассматриваемую тарелку в единицу времени поступает V моль пара, то сверху уходит такой же его поток. При отклонениях от подачи в колонну кипящей жидкости на тарелке питания происходят изменения, характеризующиеся величиной E (удельным потоком пара).

Если на тарелку питания подается **недогретая** исходная жидкая смесь при температуре $t_0 < t_1$, то часть теплоты конденсации пара затрачивается на подогрев поступающей жидкости от t_0 до t_1 . Поэтому для *нагрева и испарения 1 моль* исходной жидкости на тарелке питания сконденсируется E моль пара, причем $E > 1$. При этом в расчете на каждый моль исходной смеси с тарелки питания уходит вниз $\Delta L = E - 1$ моль *дополнительной жидкости*, образующейся при дополнительной конденсации пара, а вверх — на $\Delta V = E - 1$ моль меньше пара, нежели при питании колонны кипящей исходной смесью.

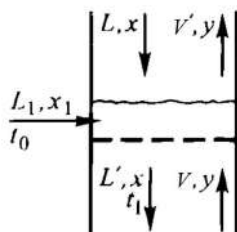


Рис. 1.23. К материальному балансу тарелки питания

Для количественного анализа представим (рис. 1.23) схему потоков на тарелке питания. В целях упрощения здесь и далее пренебрегаем ректифицирующим действием тарелки питания, это приводит к некоторой погрешности при расчете числа теоретических тарелок (не более чем на 1 тарелку и «в запас»). С таким допущением составы фаз (а с ними и теплота испарения смеси r) на тарелке питания не изменяются. Из определения E следует:

$$E \cdot r = 1[c(t_1 - t_0) + r], \quad (1.39)$$

причем в правой части равенства представлена теплота, необходимая для подогрева 1 моль исходной смеси до температуры кипения и его полного испарения, а в левой — теплота, выделяющаяся при конденсации необходимых для этого E моль пара.

Из (1.39) находим удельное количество пара E (моль конденсирующегося пара/моль исходной смеси):

$$E = 1 + c \frac{(t_1 - t_0)}{r} > 1. \quad (1.40)$$

Отсюда следует, что дополнительное количество флегмы, образующейся на тарелке питания, $E - 1 = c(t_1 - t_0)/r$, и такое же количество пара теряет здесь паровой поток. При $t_0 = t_1$, естественно, получаем: $E = 1$, или $E - 1 = 0$.

Если на тарелку питания исходная смесь подается в **парожидкостном** состоянии при степени сухости ψ (ψ — доля пара, $1 - \psi$ — доля жидкости), то по определению E для тарелки питания характерно равенство

$$E = 1 - \psi \quad \text{и} \quad \psi = 1 - E. \quad (1.41)$$

В правой части теперь количество теплоты, необходимой для испарения 1 *моль* исходной парожидкостной смеси. Отсюда $E = 1 - \psi < 1$, т. е. для образования пара из 1 *моль* исходной парожидкостной смеси на тарелке питания требуется сконденсировать $E < 1$ *моль* поступающего снизу пара (поскольку часть исходной смеси поступает уже в виде пара). Если $\psi = 0$ (исходная смесь — кипящая жидкость), то $E = 1$. Если $\psi = 1$ (исходная смесь вся подается в виде *сухого насыщенного* пара), то $E = 0$. Если, наконец, исходная смесь подается в виде пара, *перегретого* до $t_n > t_1$, то $E = -c_n(t_n - t_1) < 0$, где c_n — теплоемкость пара.

В последующем анализе удельный поток пара E используется (независимо от состояния исходной смеси) для получения необходимых связей в общем виде.

Запишем уравнения материального баланса для тарелки питания (см. рис. 1.23). Учитывая приращения потоков жидкости ΔL и пара $\Delta V = \Delta L$ на каждый *моль* исходной смеси, нетрудно внести изменения в баланс потоков на тарелке питания. Для питания колонны *кипящей жидкостью* было справедливо $V' = V = \text{const}$ и $L' = L + L_1$. В рассматриваемом общем случае (см. рис. 1.23) баланс тарелки питания запишется так:

— по потокам фаз

$$L' = L + L_1 + \Delta L = L + L_1 + L_1(E - 1) = L + EL_1, \quad (a)$$

$$V' = V - \Delta V = V - (E - 1)L_1; \quad (б)$$

– по потокам НКК (сразу в форме «Приход = Уход») с учетом (а) и (б)

$$Lx + L_1x_1 + Vy = L'x + V'y = (L + EL_1)x + [V - (E - 1)L_1]y,$$

а после раскрытия скобок и очевидных сокращений:

$$x_1 = Ex - (E - 1)y. \quad (\text{в})$$

Отсюда получается **уравнение тарелки питания**:

$$y = \frac{E}{E - 1}x - \frac{x_1}{E - 1}. \quad (1.42)$$

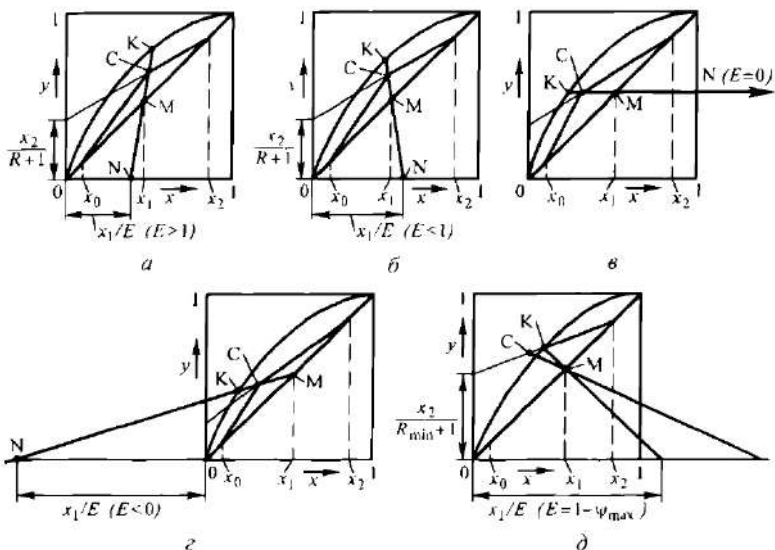


Рис. 1.24. Влияние состояния исходной смеси на расположение тарелки питания в колонне при $R = \text{const}$: а — $E > 1$, б — $E < 1$, в — $E = 0$, г — $E < 0$, д — к определению сухости пара.

Зависимость (1.42) в диаграмме $y - x$ описывает прямую, на которой лежат сопряженные концентрации фаз на тарелке питания. Эту прямую называют **линией тарелки питания**. Построим ее по двум характерным точкам. Первая — точка пересечения М этой линии с диагональю. Решая совместно уравнения диагонали $y = x$ и (1.42), т. е.

$$y = x = \frac{E}{E - 1}x - \frac{x_1}{E - 1},$$

получим абсциссу точки М: $x \equiv x_M = x_1$. Вторую точку, N , найдем на оси абсцисс, решая совместно уравнения абсциссы $y = 0$ и (1.42), т. е.

$$0 = \frac{E}{E-1}x - \frac{x_1}{E-1},$$

откуда $x \equiv x_N = x_1/E$.

В зависимости от значения x_N линия тарелки питания может занимать различные положения.

При $E = 1$ (исходная смесь — кипящая жидкость) абсцисса точки N равна x_1 ; этот случай рассмотрен в предыдущих разделах.

При $E > 1$ (исходная смесь не догрета до ее температуры кипения) $x_N < x_1$ и точка N располагается левее x_1 на положительной оси абсцисс (рис. 1.24, а).

При $E < 1$ (исходная смесь подается в парожидкостном состоянии) $x_N < x_1$ и точка N лежит правее x_1 на оси абсцисс (рис. 1.24, б).

При $E = 0$ (исходная смесь подается в виде насыщенного пара) отрезок $x_1/E \rightarrow \infty$, т. е. линия MN пересекается с осью x в бесконечности, иначе говоря, она параллельна оси абсцисс (рис. 1.24, в).

При $E < 0$ (исходная смесь — перегретый пар) точка N оказывается в области $x_N < 0$ (рис. 1.24, г).

Тарелка питания одновременно принадлежит укрепляющей и отгонной частям колонны: ее место на пересечении рабочих линий этих частей колонны. В то же время сопряженные концентрации для тарелки питания лежат на линии MN . Следовательно, точка C пересечения упомянутых рабочих линий лежит на линии тарелки питания (рис. 1.24, а–г). Заметим: этот факт для питания колонны кипящей жидкостью ($E = 1$) был установлен ранее: $x_N = x_1/E = x_1$.

Проведенный анализ позволяет зафиксировать три основных эффекта.

1. При сохранении неизменным флегмового числа R (т. е. положения рабочей линии укрепляющей части колонны) переход от питания недогретой исходной смесью к питанию парожидкостной смесью сопровождается перемещением точки питания C влево. При этом увеличивается число тарелок, необходимых для обеспечения заданной сте-

пени разделения (чистоты получаемых продуктов), иногда — весьма заметно (если рабочая линия удалена от диагонали). Подчеркнем, что состав жидкости на тарелке питания (абсцисса точки C) равен составу исходной смеси *только* при подаче ее в колонну в кипящем состоянии.

2. Следует внести изменения в тепловой баланс (1.33). Вместо прихода теплоты $L_1 c_1 t_1$ с кипящей исходной смесью надо будет подставить:

- при подаче недогретой жидкости с температурой t_0 — величину $L_1 c_1 t_0$;

- при подаче парожидкостной смеси со степенью сухости ψ — величину $L_1 (c_1 t_1 + \psi r)$, причем возможно изменение ψ от 0 до 1;

- при подаче перегретого пара с температурой $t_{\text{п}}$ — величину $L_1 [c_1 t_1 + r + c_{\text{п}} (t_{\text{п}} - t_1)]$, где $c_{\text{п}}$ и $t_{\text{п}}$ — теплоемкость пара и его температура соответственно.

3. Задача определения минимального флегмового числа R_{\min} становится более сложной. Дело в том, что при переходе от питания недогретой жидкостью к паровой смеси в случае сохранения рабочего значения R (положения рабочей линии укрепляющей части колонны) возможно попадание точки пересечения C в нерабочую область над линией равновесия (см. рис. 1.24, δ). Поэтому для *каждого* состояния исходной смеси следует предварительно найти *свое* значение R_{\min} — по точке K пересечения линии тарелки питания с кривой равновесия (см. рис. 1.24). А затем можно определить рабочее значение флегмового числа и положение рабочей линии укрепляющей части колонны — оно будет *разным* в зависимости от состояния исходной смеси.

На практике может возникнуть задача определения максимально допустимой степени сухости парожидкостной смеси ψ_{\max} при заданном рабочем значении R . Решение задачи ясно из рис. 1.24, δ : по точке K (она соответствует значению R_{\min}) и точке M находят точку N ; из $x_N = x_1/E$ рассчитывают $E = 1 - \psi$ и далее $\psi = \psi_{\max}$.

Более подробно все эффекты и особенности расчета процесса ректификации в зависимости от состояния исходной смеси для различных эотропных бинарных смесей рассмотрены в разделе 2.5.

1.4.3. Расчет ректификации бинарных смесей с помощью энтальпийной диаграммы

В разделе 1.4.2 рассматривалась ректификация смесей, состоящих из компонентов с равными (близкими) *мольными* теплотами парообразования. На практике встречаются смеси компонентов с близкими *массовыми* теплотами парообразования (например, углеводороды одного гомологического ряда, содержащиеся в нефти); тогда расчет ведут с помощью диаграмм, базирующихся на массовых концентрациях НКК в жидкости и паре, в кг НКК/кг смеси. При разделении смесей компонентов, у которых *мольные* или *массовые* теплоты испарения сильно различаются (скажем, на 20%; цифра зависит от требуемой точности расчетов), потоки пара V и флегмы L уже *нельзя принимать постоянными* по высоте укрепляющей и отгонной частей колонны. Соответственно, усложняются материальные балансы, а рабочие линии — уравнения типа (1.23) и (1.29) — перестают быть прямыми. Построение кривых рабочих линий сопряжено с большими трудностями: здесь необходимо учитывать изменение энтальпий пара (h) и жидкости (i) с изменением их составов. В этом случае переходят к энтальпийным диаграммам $i, h — x, y$ (в равной мере вместо мольных концентраций могут быть использованы массовые). В этой связи построение кривых $i(x)$ и $h(y)$ рассмотрим более подробно.

Зависимость **энтальпии кипящей при температуре t жидкости** от ее состава — $i(x)$ — можно, базируясь на теплоемкости смеси, представить в виде

$$i = ct = [xc_A + (1 - x)c_B]t, \quad (1.43)$$

где c_A и c_B — теплоемкости чистых компонентов при температуре кипения t смеси, содержащей x мольных долей НКК. Аддитивный расчет теплоемкости смеси (выражение в квадратных скобках), строго говоря, является приближенным; более точный расчет требует учитывать теплоту смешения компонентов.

Поскольку температура кипения ВКК (t_B) больше, чем НКК (t_A), то $i_B = c_B t_B$, как правило, превышает $i_A = c_A t_A$ (различие в теплоемкостях c_B и c_A обычно невелико). При точном расчете кривой $i(x)$

надо учитывать нелинейное изменение температуры кипения смеси с концентрацией, теплоту смешения, а также изменение теплоемкостей с температурой. Чаще всего кривая i – x имеет вид, представленный на рис. 1.25.

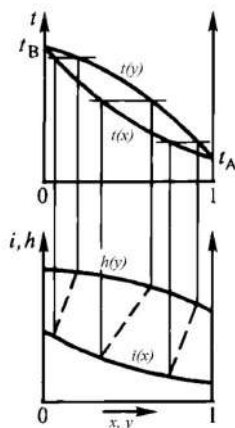


Рис. 1.25. Диаграммы энтальпия — состав и температура — состав.

Энтальпия насыщенного пара h определенного состава при температуре конденсации рассчитывается как сумма энтальпии кипящей жидкости $c^y t^y$ и теплоты парообразования r^y , взятых при концентрации НКК в паре (y). Температура кипения жидкости t^y определяется при концентрации y по кривой $t(y)$. Наиболее точные значения c^y и t^y дает эксперимент; при отсутствии экспериментальных данных эти величины рассчитывают по аддитивности:

$$h = c^y t^y + r^y = [y c_A + (1 - y) c_B] t^y + [y r_A + (1 - y) r_B]. \quad (1.44)$$

Форма кривой h – y в наибольшей степени зависит от соотношения и изменения с температурой величин r_A и r_B .

Равновесные концентрации НКК в жидкости x и паре y лежат на концах изотерм, которые строятся с помощью диаграммы t – x , y (см. рис. 1.25).

С помощью энтальпийной диаграммы предстоит построить теоретические тарелки, не используя понятие о рабочих линиях, т. е. иным путем устанавливая связь между сопряженными концентрациями компонента А в жидкости и паре. С этой целью составим материальные и тепловые балансы за единицу времени для пространственных контуров, проходящих через произвольные сечения колонны. Сделаем это *раздельно* для укрепляющей и отгонной частей, так как потоки фаз в них различны из-за подачи на тарелку питания потока исходной смеси L_1 .

Анализ процесса будем вести применительно к непрерывной ректификации **со ступенчатым контактом фаз**, полагая сначала, что искомая смесь подается в колонну при температуре кипения.

Укрепляющая колонна

Обозначим для произвольного сечения укрепляющей колонны (рис. 1.26): V — поток пара, y — концентрация НКК в паре, h — энтальпия пара, L — поток жидкости, x — концентрация НКК в жидкости, i — ее энтальпия. В верхнем сечении колонны имеем соответственно: для пара — V_B, y_B и h_B , для жидкости — L_B, x_B и i_B . Используем некоторые фрагменты анализа, рассмотренного в разд. 1.4.

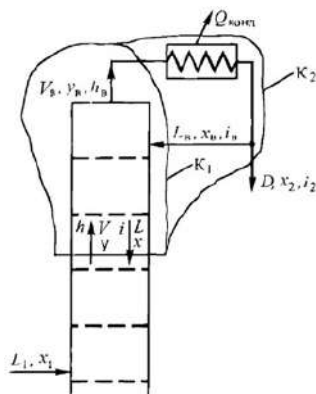


Рис. 1.26. Схема и обозначения потоков и укрепляющей части колонны

Материальный баланс для контура K_1 (см. рис. 1.26) *по общим потокам фаз*:

$$V + L_B - V_B - L = 0;$$

отсюда

$$V - L = V_B - L_B.$$

Поскольку для непрерывно работающей колонны потоки V_B и L_B фиксированы, а сечение выбрано *произвольно*, то разность мольных расходов пара и жидкости для *любого* сечения колонны есть величина постоянная:

$$V - L = V_B - L_B = \text{idem}. \quad (1.45)$$

Иными словами: мольные потоки пара и жидкости могут меняться по высоте колонны, но их разность в каждом сечении одна и та же.

Материальный баланс для того же контура K_1 *по потокам компонента А*:

$$Vy + L_B x_B - V_B y_B - Lx = 0;$$

отсюда

$$Vy - Lx = V_B y_B - L_B x_B. \quad (1.46)$$

Правая часть равенства (1.45) равна некоторой конкретной величине; следовательно, и *разность* потоков компонента А в паре (Vy) и в жидкости (Lx) неизменна, хотя сами потоки Vy и Lx переменны по высоте колонны:

$$Vy - Lx = V_B y_B - L_B x_B = \text{idem}. \quad (1.47)$$

Поделив друг на друга левые части выражений (1.47) и (1.46), получим одинаковую для *любого* сечения величину

$$\frac{Vy - Lx}{V - L} = \text{idem},$$

имеющую размерность и смысл некоторой мольной концентрации компонента А. Обозначим

$$\frac{Vy - Lx}{V - L} \equiv x_s^B. \quad (1.48)$$

Тепловой баланс для контура K_1 (см. рис. 1.26) за единицу времени в отсутствие потерь теплоты в окружающую среду записывается в виде

$$Vh + L_B i_B - V_B h_B - Li = 0,$$

отсюда

$$Vh - Li = V_B h_B - L_B i_B = idem. \quad (1.49)$$

Значит, разности энтальпий парового и жидкостного потоков для любого сечения адиабатой колонны одинаковы.

Очевидно, что соотношение

$$\frac{Vh - Li}{V - L} \equiv i_s^B, \quad (1.50)$$

имеющее размерность и смысл энтальпии, также одинаково для любого сечения колонны.

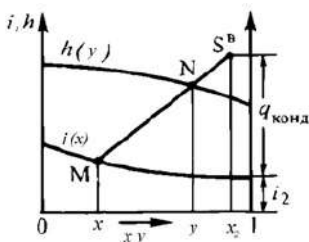


Рис. 1.27. Верхний полюс S^B в энтальпийной диаграмме

Две координаты x_s^B и i_s^B определяют в поле диаграммы $i, h - x, y$ (рис. 1.27) некую точку, характерную для любого сечения колонны (в рассматриваемом случае — укрепляющей). Эту точку назовем **полюсом** S^B (x_s^B, i_s^B) укрепляющей части колонны.

Для построения полюса S^B необходимо уметь определять x_s^B и i_s^B через известные исходные или заданные (требуемые) величины. Найдем постоянные по высоте колонны разности $V - L$ и $Vh - Li$ из материальных и теплового балансов контура K_2 (см. рис. 1.26).

Материальный баланс по мольным потокам фаз

$$V - L - D = 0$$

дает

$$D = V - L. \quad (1.51)$$

Материальный баланс по мольным потокам компонента А

$$Vy - Lx - Dx_2 = 0$$

приводит к равенству

$$Vy - Lx = Dx_2. \quad (1.52)$$

Тепловой баланс для того же контура K_2 имеет вид

$$Vh - Li - Di_2 - Q_{\text{конд}} = 0,$$

отсюда

$$Vh - Li = Di_2 + Q_{\text{конд}}. \quad (1.53)$$

Подставляя (1.51) и (1.52) в (1.48), находим

$$x_s^B = \frac{Vy - Lx}{V - L} = \frac{Dx_2}{D} = x_2. \quad (1.54)$$

Таким образом, для верхней (укрепляющей) части колонны абсцисса x_s^B полюса равна концентрации компонента А в дистилляте x_2 .

Согласно выражению (1.50), с учетом (1.53) и (1.51) получаем:

$$i_s^B = \frac{Di_2 + Q_{\text{конд}}}{D} = i_2 + \frac{Q_{\text{конд}}}{D} = i_2 + q_{\text{конд}}. \quad (1.55)$$

Значит, ордината i_s^B полюса для укрепляющей части колонны равна сумме энтальпии получаемого дистиллята и удельного (в расчете на 1 кг дистиллята) потока теплоты, отводимой в конденсаторе ($q_{\text{конд}} = Q_{\text{конд}}/D$).

Итак, полюс укрепляющей колонны S^B имеет координаты x_2 и $i_2 + q_{\text{конд}}$ (см. рис. 1.27). Абсцисса полюса x_2 задана; ординату найдем по (1.55), если определим $q_{\text{конд}}$, поскольку энтальпия кипящего дистиллята i_2 при его составе x_2 известна — она отсчитывается по диаграмме или вычисляется по формуле.

Подчеркнем: материальные балансы (1.46), (1.47) и тепловой баланс (1.49) характеризуют некоторое (произвольное) сечение, значит, и полюс является характеристикой *этого* сечения и одновременно *каждого иного* сечения колонны. Линия, проведенная через полюс S^B и пересекающая энтальпийные кривые $h(y)$ и $i(x)$, называется **лучом**. Абсциссы точек пересечения луча с линиями $h(y)$ и $i(x)$ дают **сопряженные** (характерные для некоторого сечения колонны) составы жидкости (x) и пара (y).

Проведем из полюса S^B некий луч MN (см. рис. 1.27). Точка пересечения N соответствует составу пара y , а точка M — сопряженному составу жидкости x . В соответствии с выражениями (1.51) и (1.52) *поток дистиллята* D получается при вычитании потока жидкости L из потока пара V , а *поток компонента А* с дистиллятом

$y_B = x_B = x_2$). Следовательно, верхнему сечению колонны $I-I'$ отвечает *вертикальный луч* $I-I'$ (рис. 1.28).

Уходящая с первой (самой верхней) *теоретической тарелки* жидкость находится в *равновесии* с паром состава x_2 . Для отыскания этого состава жидкости (точка 2) проводим изотерму $I'-2$. Луч, проходящий через точку 2, пересекает линию $h(y)$ в точке 2'. Сечение 2-2' характеризуется сопряженными составами жидкости и пара. Пару состава 2' отвечает равновесная (на общей изотерме 2'-3) концентрация НКК в жидкости (точка 3). Снова проводим луч 3-3' с получением сопряженного пара (точка 3'); и так до тех пор, пока очередная изотерма не пройдет через точку И (или левее нее). Требуемое число теоретических тарелок определяется по количеству проведенных изотерм, а крайний левый луч соответствует сечению подачи жидкости (тарелке питания).

Из рис. 1.28 видно, что при фиксированных x_1 и x_2 число теоретических тарелок зависит от ординаты ($i_2 + q_{\text{конд}}$) точки S^B . Поскольку i_2 определено свойствами жидкой смеси, то на положение полюса S^B можно воздействовать за счет изменения $q_{\text{конд}}$. При увеличении $q_{\text{конд}}$ полюс S^B перемещается вверх; тогда потребуется меньшее число теоретических тарелок. Наоборот, при уменьшении $q_{\text{конд}}$ число теоретических тарелок увеличивается.

Если полюс S^B сместится в точку пересечения: продолжения изотермы $II-4'$ с вертикалью $x_2 = \text{const}$, то луч совпадет с изотермой, и число теоретических тарелок устремится к бесконечности. Отвечающая этому предельному положению полюса ($S^B_{\text{пред}}$) ордината определяется как $i_2 + q_{\text{конд}}^{\min}$; здесь $q_{\text{конд}}^{\min}$ — **минимальный удельный теплоотвод в конденсаторе**, он соответствует минимальному флегмовому числу R_{\min} при расчете числа теоретических тарелок в диаграмме $y-x$.

Бесконечному флегмовому числу отвечает $q_{\text{конд}} \rightarrow \infty$. При этом лучи вертикальны, а число тарелок минимально.

Следуя общему подходу, при определении оптимального значения $q_{\text{конд}}$ необходимо $q_{\text{конд}}^{\min}$ умножить на коэффициент избытка σ_q

(в данном случае это избыток теплоотвода в конденсаторе по сравнению с минимально необходимым):

$$q_{\text{конд}} = \sigma_q q_{\text{конд}}^{\min}. \quad (1.57)$$

Величину коэффициента избытка σ_q выбирают как обычно — на основании технико-экономического расчета.

Технико-экономический расчет σ_q аналогичен расчету оптимального коэффициента избытка флегмы σ , рассмотренному в разделе 1.4.2.1, но численное значение σ_q не совпадает с величиной σ . При известном значении σ коэффициент избытка теплоотвода в конденсаторе σ_q может быть рассчитан из условия равенства выражений (1.57) и удельного теплоотвода на основе формулы ($q_{\text{конд}} = Q_{\text{конд}}/D$):

$$\sigma_q q_{\text{конд}}^{\min} = \frac{Q_{\text{конд}}}{D} = (\sigma R_{\min} + 1)r_2.$$

Отсюда следует

$$\sigma_q = \frac{(\sigma R_{\min} + 1)r_2}{q_{\text{конд}}^{\min}} = \frac{(\sigma R_{\min} + 1)r_2}{(R_{\min} + 1)r_2}.$$

После сокращений

$$\sigma_q = \frac{\sigma R_{\min} + 1}{R_{\min} + 1}. \quad (1.58)$$

При найденном с помощью $i, h - x, y$ диаграммы минимальном теплоотводе в конденсаторе можно рассчитать минимальное флегмовое число $R_{\min} = q_{\text{конд}}^{\min}/r_2 - 1$ и далее воспользоваться формулой (1.58).

Полный поток теплоты, отводимой в конденсаторе, согласно определению $q_{\text{конд}}$, составляет

$$Q_{\text{конд}} = q_{\text{конд}} D. \quad (1.59)$$

Отгонная колонна

Отгонная колонна отличается от укрепляющей увеличением потока жидкости за счет подачи кипящей исходной смеси на тарелку питания: $L' = L + L_1$, причем $L' > V$.

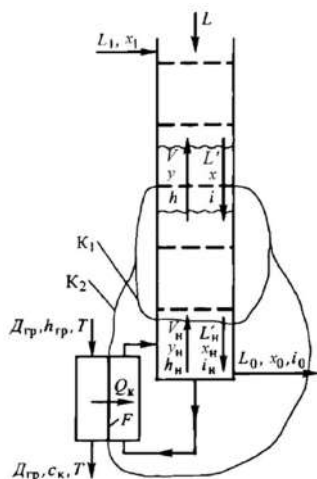


Рис. 1.29. Схема и обозначения потоков в отгонной части колонны

Для определения разности потоков жидкости L' и пара V в отгонной колонне составим материальный баланс по мольным потокам фаз для контура K_1 (рис. 1.29), охватывающего нижнюю часть колонны до произвольного сечения:

$$L' + V_n - L'_n - V = 0.$$

Отсюда

$$L' - V = L'_n - V_n.$$

Поскольку потоки V_n и L'_n фиксированы, а сечение выбрано произвольно, то разность массовых расходов жидкости и пара одинакова для любого сечения колонны:

$$L' - V = L'_n - V_n = idem. \quad (1.60)$$

Иными словами, массовые потоки жидкости и пара могут меняться по высоте отгонной колонны, но их разность в каждом сечении одна и та же.

Материальный баланс для того же контура K_1 по массовым потокам компонента А:

$$L'x + V_n y_n - L'_n x_n - V y = 0;$$

отсюда

$$L'x - Vy = L'_H x_H - V_H y_H.$$

Правая часть этого равенства равна некоторой конкретной величине; следовательно, и разность в потоках компонента А в жидкости ($L'x$) и в паре (Vy) есть величина неизменная, хотя сами потоки $L'x$ и Vy переменны по высоте колонны:

$$L'x - Vy = L'_H x_H - V_H y_H = idem. \quad (1.61)$$

Поделив друг на друга левые части выражений (1.61) и (1.60), получим одинаковую для *любого* сечения отгонной колонны величину

$$\frac{L'x - Vy}{L' - V} = idem,$$

имеющую размерность и смысл некоторой мольной концентрации компонента А. Обозначим

$$\frac{L'x - Vy}{L' - V} \equiv x_S^H. \quad (1.62)$$

Тепловой баланс для контура K_1 (рис. 1.29) за единицу времени в отсутствие потерь теплоты в окружающую среду записывается в виде

$$L'i + V_H h_H - L'_H i_H - Vh = 0,$$

откуда

$$L'i - Vh = L'_H i_H - V_H h_H = idem. \quad (1.63)$$

Значит, разности энтальпий жидкостного и парового потоков для *любого* сечения адиабатной колонны одинаковы по высоте отгонной колонны.

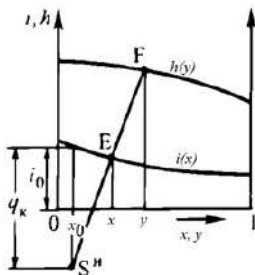


Рис. 1.30. Нижний полюс S^H в энтальпийной диаграмме

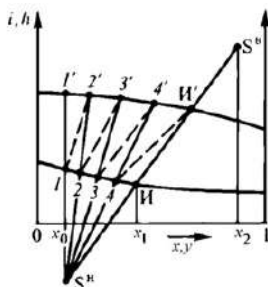


Рис. 1.31. Построение числа теоретических тарелок в отгонной колонне

Очевидно, что отношение

$$\frac{L'i - Vh}{L' - V} \equiv i_S^H, \quad (1.64)$$

имеющее размерность и смысл энтальпии, также одинаково для *любого* сечения колонны.

Две координаты x_S^H и i_S^H определяют в поле диаграммы $i, h - x, y$ некую точку, характерную для *любого* сечения отгонной части колонны. Она получила название **полюса** $S^H(x_S^H, i_S^H)$ отгонной (нижней) части колонны.

Для построения полюса S^H (рис. 1.30) необходимо выразить x_S^H и i_S^H через исходные или заданные (требуемые) величины. Найдем постоянные разности $L' - V$, $L'x - Vy$ и $L'i - Vh$ из материальных и теплового балансов для контура K_2 (см. рис. 1.29).

Материальный баланс *по мольным потокам фаз*

$$L' - V - L_0 = 0$$

дает

$$L' - V = L_0. \quad (1.65)$$

Материальный баланс *по мольным потокам компонента А*

$$L'x - Vy - L_0x_0 = 0$$

приводит к равенству

$$L'x - Vy = L_0x_0. \quad (1.66)$$

Тепловой баланс для того же контура K_2 имеет вид

$$L'i + Q_K - Vh - L_0i_0 = 0,$$

откуда

$$L'i - Vh = L_0i_0 - Q_K. \quad (1.67)$$

Подставляя (1.66) и (1.65) в (1.62), находим

$$x_S^H = \frac{L'x - Vy}{L' - V} = \frac{L_0x_0}{L_0} = x_0. \quad (1.68)$$

Таким образом, для нижней (отгонной) части колонны абсцисса x_S^H полюса равна концентрации компонента А в кубовом остатке x_0 .

Согласно выражению (1.64), с учетом (1.67) и (1.65) получаем

$$i_S^H = \frac{L'i - Vh}{L' - V} = \frac{L_0i_0 - Q_K}{L_0} = i_0 - \frac{Q_K}{L_0} = i_0 - q_K. \quad (1.69)$$

Значит, ордината i_S^H полюса отгонной части колонны равна разности энтальпии кубового остатка и удельного (в расчете на 1 кг кубового остатка) теплоподвода в кипятыльнике ($q_K = Q_K/L_0$).

Итак, полюс отгонной колонны S^H имеет координаты x_0 и $i_0 - q_K$ (см. рис. 1.30). Как правило, $q_K > i_0$, так что нижний полюс S^H располагается ниже оси абсцисс (см. рис. 1.30). Полюс S^H относится к любому сечению отгонной колонны. Луч, проведенный в диаграмме из точки S^H , пересекает линии $i(x)$ и $h(y)$ в точках E и F , абсциссы которых являются **сопряженными** (в некотором сечении) **концентрациями** компонента А в жидкости (x) и в паре (y). Отношение отрезков $\overline{S^H F} / \overline{S^H E}$ характеризует отношение L'/V (доказательство этого соотношения идентично приведенному выше для укрепляющей колонны). Очевидно, что в случае *отгонной* колонны отношение $L'/V = \overline{S^H F} / \overline{S^H E} > 1$.

Число теоретических тарелок в отгонной колонне определяется, как и для укрепляющей колонны, путем поочередного построения изотерм и лучей, но уже в диапазоне концентраций от x_0 до x_1 (рис. 1.31). Вертикальный луч $I-I'$ характеризует нижнее сечение колонны (в предположении об отсутствии разделяющего действия куба). Через точку I проводим изотерму $I-2'$ (штриховая линия); луч S^H-2' , проведенный через точку $2'$ (состав пара), дает точку 2 (сопряженный состав жидкости). Далее — снова изотерма $2-3'$, луч S^H-3' с получением точки 3 и т. д., пока очередная изотерма не пересечет крайний луч, проходящий через сечение питания III' (или попадет точно в точку $И'$). Число изотерм соответствует числу теоретических тарелок.

Крайний правый луч отгонной колонны, связывающий *сопряженные* концентрации в жидкости x_1 и в паре y_1 на **тарелке питания**, совпадает с крайним левым лучом укрепляющей колонны, также связывающей *сопряженные* концентрации на этой тарелке. Поэтому для получения нижнего полюса S^H достаточно лишь продолжить прямую $S^B И$ до пересечения с вертикалью x_0 .

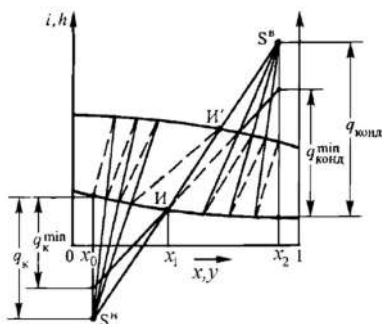


Рис. 1.33. К полному расчету ректификационной колонны непрерывного действия в энтальпийной диаграмме

Величина q_k при подаче исходной смеси в виде *кипящей* жидкости (точка И с координатами x_1 и i_1 лежит на линии $i - x$) целиком определяется величиной $q_{\text{конд}}$. Чем больше $q_{\text{конд}}$, тем больше q_k . Рост значений q_k и $q_{\text{конд}}$ соответствует повышению флегмового числа по колонне, а это обеспечивает разделение смеси состава x_1 на x_0 и x_2 при *меньшем* числе теоретических тарелок. Соответственно, *минимальному* теплоотводу в конденсаторе $q_{\text{конд}}^{\text{min}}$ отвечает *минимальный* теплоподвод в кипятильнике q_k^{min} (рис. 1.33); при этом заданное разделение возможно лишь при бесконечно большом числе теоретических тарелок.

Энтальпийная диаграмма позволяет существенно упростить тепловой расчет ректификационной колонны. При установленных положениях полюсов потоки теплоты $Q_{\text{конд}}$ и Q_k рассчитываются по формулам (1.59) и (1.70). При подаче на тарелку питания *кипящей* смеси положение полюсов базируется на изотерме, проходящей через точку И кипящей жидкости исходного состава x_1 . Не вызывает особых затруднений расчет затрат теплоты и при питании ректификационной колонны некипящей жидкостью.

При подаче исходной смеси состава x_1 через точку I_i , отвечающую *любому* состоянию этой смеси, проводится секущая (крайний луч

82

Рассмотренный выше расчет представляет собой решение задачи *проектирования*. Задача *эксплуатации* решается сложнее (в первую очередь из-за нелинейности равновесия). Общая ее постановка: при заданных исходных параметрах (L_1, x_1) и известном числе тарелок требуется определить конечные параметры процесса (D, x_2, L_0, x_0). Конкретно: надо найти такое положение полюсов в энтальпийной диаграмме, чтобы при построении тарелок в диаграмме получилось заданное их число n_T . Задача решается подбором. Решение несколько облегчается, если принять определенное значение $q_{\text{конд}}$; тогда в ходе поиска решения верхний полюс перемещают эквидистантно линии $i(x)$, проверяя для каждого положения полюса число построенных тарелок отдельно в укрепляющей и отгонной частях колонны — до совпадения с заданным n_T .

Энтальпийную диаграмму в принципе можно использовать также для расчета ректификации с *непрерывным контактом фаз*. Необходимую для этого связь равновесных и сопряженных концентраций (на языке одной из фаз) найти легко; затруднения возникают в связи с переменными потоками фаз при вычислении чисел единиц переноса. Пути преодоления этих затруднений рассмотрены в [1].

1.5. О расчете ректификации многокомпонентных смесей

Процесс ректификации многокомпонентных смесей, как и бинарных, может проводиться периодически и непрерывно.

Периодическая ректификация осуществляется в *одной* ректификационной колонне путем последовательного (*во времени*) получения в виде дистиллята сначала наиболее летучего компонента разделяемой смеси, а затем компонентов с более высокими температурами кипения. Компонент смеси с самой высокой температурой кипения остается в кубе колонны в виде кубового остатка. Разумеется, реально получают не отдельные компоненты, а фракции (порции) с преимущественным их содержанием. Управление таким *периодическим* процессом существенно сложнее, нежели *непрерывным*, когда параметры процесса не изменяются в ходе работы установки.

Непрерывная ректификация многокомпонентных смесей осуществляется в установках, состоящих из ряда ректификационных колонн непрерывного действия, соединение которых в общую схему может быть различным. Каждая из колонн разделяет поступающую в нее смесь на два продукта, один из которых дистиллят, а второй кубовый остаток. Поэтому при наличии хотя бы *трех компонентов* в исходной смеси их разделение на три продукта в одной колонне невозможно. В этом случае нужны *две колонны*, причем их работа может быть организована в двух вариантах (рис. 1.35).

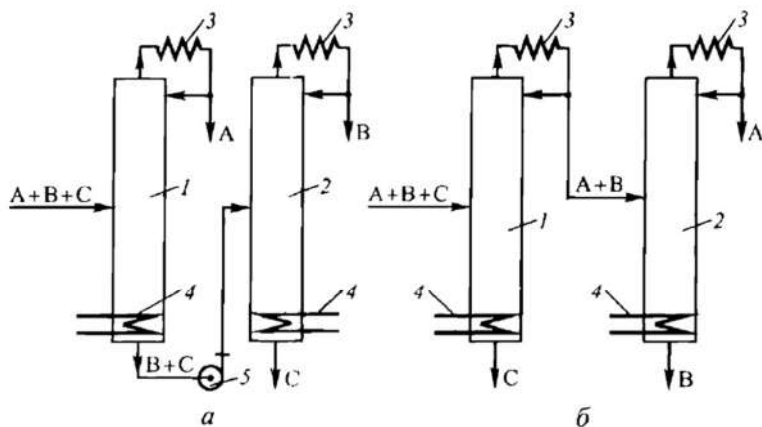


Рис. 1.35. Схемы разделения трехкомпонентной смеси:

а — кубовый остаток — бинарная смесь, *б* — дистиллят-бинарная смесь;
1, 2 — колонны, 3 — конденсатор, 4 — кипятильник, 5 — насос.

В варианте (*а*) смесь трех компонентов А, В, С (компоненты указаны в порядке возрастания их температур кипения) разделяется в первой колонне на дистиллят (компонент А требуемой чистоты) и кубовый остаток, содержащий преимущественно компоненты В и С (рис. 1.35, *а*). Эту бинарную смесь разделяют во второй колонне на В (дистиллят) и С (кубовый остаток). Кипящая кубовая жидкость из первой колонны во вторую подается *насосом*.

В варианте (б) дистиллятом первой колонны является концентрированная смесь двух компонентов (А+В), а кубовый остаток содержит преимущественно компонент С (рис. 1.35, б). Бинарная смесь А+В *самотеком* направляется во вторую колонну, где разделяется на А и В.

Отсутствие насоса для перекачивания кипящей жидкости (во избежание кавитации насос надо устанавливать ниже уровня жидкости в колонне) как будто бы делает вариант (б) более привлекательным, чем (а). Однако (и это более важно) вариант (б) характеризуется повышенным расходом флегмы (здесь это смесь А+В) по сравнению с (а), где расход флегмы определяется возвратом на орошение лишь одного компонента А. Поэтому для варианта (б) характерны более высокие расходы теплоносителей и увеличенные теплообменные поверхности кипяtilьника и конденсатора. Можно предположить, что вариант (б) по энергетическим затратам станет равноценным (а), если конденсатор первой колонны по схеме (б) использовать в качестве *дефлегматора*, т. е. конденсировать в нем только флегму, а дистиллят направлять во вторую колонну в парообразном состоянии. Полный ответ на вопрос о преимуществе той или иной схемы разделения будет дан в разделе 4.2.

Для непрерывного разделения *четырёхкомпонентной* смеси (А+В+С+D) ректификационная установка должна состоять уже из *трех колонн*. Так, например, в первой колонне в виде дистиллята получают практически чистый компонент А, во второй (разделяющей кубовый остаток первой колонны В+С+D) — компонент В необходимой чистоты. В третьей (в данном случае — *последней*) колонне получают *два компонента* С и D. Возможны и другие варианты (пример на рис. 1.36), когда во второй колонне в виде дистиллята получают смесь В+С. Ее разделяют в третьей колонне на компоненты В и С требуемой чистоты.

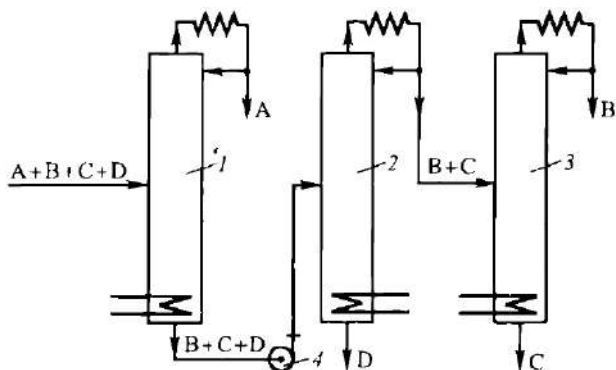


Рис. 1.36. Возможная схема разделения четырехкомпонентной смеси:
1–3 — колонны, 4 — насос.

Очевидно, если смесь содержит k компонентов, то для ее непрерывного разделения на отдельные компоненты приемлемой чистоты потребуется установка из $k - 1$ ректификационных колонн. Число вариантов возможных схем соединения колонн с увеличением k быстро возрастает. Так, в случае четырехкомпонентной смеси число вариантов схем равно 5, для пятикомпонентной смеси — 14, для шестикомпонентной — 42 и т. д. Выбор рациональной схемы компоновки колонн при разделении многокомпонентной смеси является сложной технологической задачей; к тому же некоторые схемы могут оказаться нереализуемыми из-за термодинамических ограничений [21, 22, 26, 27].

1.5.1. Разделение трехкомпонентных смесей

Расчет второй колонны, где *бинарная* (практически) смесь разделяется на компоненты требуемой чистоты, не отличается от рассмотренного ранее. Однако в первой колонне в ощутимых количествах присутствуют все три компонента, как в паровой, так и в жидкой фазах. Составы таких смесей (пусть — в мольных долях) и фазовое равновесие удобно представлять в треугольной диаграмме (см. рис. 1.9 и пояснения к нему в разд. 1.2.5).

Будем рассматривать *непрерывную* работу первой колонны по варианту, в котором в качестве дистиллята получают практически чистый («целевой») низкокипящий компонент А (см. рис. 1.35, а).

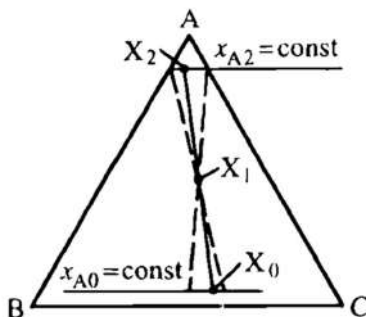


Рис. 1.37. К определению составов дистиллята и кубового остатка при ректификации тройной смеси

Точно известен только состав исходной тройной смеси (точка X_1 на рис. 1.37). Точка X_2 , характеризующая состав дистиллята, лежит вблизи вершины А треугольника (рис. 1.37). Но в дистилляте задана лишь концентрация x_{A2} целевого компонента А; концентрации остальных компонентов в дистилляте x_{B2} и x_{C2} малы (особенно последняя) и *точно не известны*; поэтому положение точки X_2 пока не определено.

По правилу разделения смесей — исходной (X_1) на дистиллят (X_2) и кубовый остаток (X_0) — в соответствии с материальным балансом (правилом рычага) точка кубового остатка (X_0) должна лежать на прямой, проходящей через точки X_1 и X_2 . Для фиксации точки X_0 необходимо зафиксировать положение точки X_2 и задать концентрацию какого-либо одного компонента в кубовой жидкости. Обычно это содержание целевого компонента А в кубовом остатке x_{A0} . Тогда, продолжив прямую $\overline{X_1 X_2}$ до пересечения с горизонталью $x_{A0} = const$, получаем X_0 . Заметим, что положение точки X_0 изменяется в некотором весьма узком диапазоне в зависимости от принимаемого положения точки X_2 (см. штриховые линии на рис. 1.37).

Расчет необходимого числа тарелок (сначала — теоретических, далее — реальных) будем вести отдельно для укрепляющей и отгонной частей колонны. С этой целью установим для каждой из колонн связь *сопряженных* (рабочих) *составов* контактирующих фаз — жидкой $X(x_A, x_B, x_C)$ и паровой $Y(y_A, y_B, y_C)$.

Укрепляющая колонна

Обозначим для *произвольного* сечения этой части колонны (рис. 1.38) L и V — мольные потоки жидкости и пара; концентрации в верхнем сечении колонны снабдим индексом «2».

Материальный баланс *по потокам фаз* для контура K_1 (рис. 1.38)

$$V - L - D = 0$$

дает

$$V - L = D = idem. \quad (a)$$

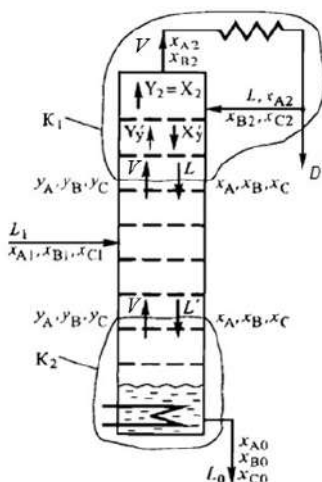


Рис. 1.38. Схема потоков в ректификационной колонне для разделения трехкомпонентных смесей

Согласно (а), разность потоков пара и жидкости по высоте укрепляющей части колонны остается неизменной, хотя сами потоки

D и L в общем случае могут изменяться от сечения к сечению. Далее в целях упрощения примем их постоянными по высоте укрепляющей колонны, полагая близкими молярные теплоты парообразования компонентов.

Материальный баланс по потокам компонента А для того же контура

$$Vy_A - Lx_A - Dx_{A2} = 0$$

приводит к выводу о постоянстве (по высоте укрепляющей части колонны) разности потоков компонента А с паровой (Vy_A) и жидкой (Lx_A) фазами:

$$Vy_A - Lx_A = Dx_{A2} = idem; \quad (6)$$

при этом сами потоки компонента А с каждой из фаз могут быть переменными по высоте.

Поделим (6) на (а):

$$\frac{Vy_A - Lx_A}{V - L} = \frac{Dx_{A2}}{D} = x_{A2},$$

т. е. для *любого* сечения укрепляющей части колонны отношение характерных разностей равно одной и той же величине x_{A2} . В поле треугольной диаграммы этой величине отвечает горизонтальная прямая $x_{A2} = const$, параллельная стороне ВС.

Материальный баланс по потокам компонента В для того же контура K_1

$$Vy_B - Lx_B - Dx_{B2} = 0$$

указывает на постоянство (по высоте укрепляющей части колонны) разности потоков компонента В с паровой (Dy_B) и жидкой (Lx_B) фазами:

$$Vy_B - Lx_B = Dx_{B2} = idem. \quad (в)$$

Поделим (в) на (а):

$$\frac{Vy_B - Lx_B}{V - L} = \frac{Dx_{B2}}{D} = x_{B2}.$$

Концентрация x_{B2} также характеризует *любое* сечение укрепляющей колонны. В плоскости треугольной диаграммы этой величине отвечает прямая $x_{B2} = const$, параллельная стороне АС.

Пересечение прямых $x_{A2} = \text{const}$ и $x_{B2} = \text{const}$ дает точку X_2 , отвечающую составу дистиллята, причем она характерна для *любого* сечения укрепляющей части колонны. По аналогии с другими массообменными процессами (абсорбцией, ректификацией при расчете в энтальпийной диаграмме, экстракцией и др.) эта точка получила название **полюса**. Полюс X_2 позволяет связать *сопряженные составы* потоков пара и жидкости в произвольном сечении укрепляющей части колонны.

Расчет числа теоретических тарелок в укрепляющей части колонны производим путем поочередного нахождения равновесных и сопряженных составов контактирующих фаз (рис. 1.39). Расчет выполним для случая полной конденсации паров в конденсаторе; тогда состав дистиллята (флегмы) X_2 совпадает с составом пара Y_2 , покидающего верхнюю тарелку и уходящего из колонны (см. рис. 1.38). Жидкость, уходящая вниз с верхней теоретической тарелки, *равновесна* с Y_2 . Точка, характеризующая ее состав X'_y , лежит на соответствующей изотерме (нижний индекс «у» указывает на принадлежность к укрепляющей части колонны). Эту точку находят на изотерме жидкости, деля ее в том же соотношении, что и точка Y_2 делит одноименную изотерму пара, — для идеальных смесей (см. разд. 1.2.5) либо по опытным данным или расчетным моделям — для реальных смесей. Пар состава Y'_y , *сопряженного* с X'_y , располагается на луче $\overline{X_2 X'_y}$, деля его в соответствии с правилом рычага II рода (с опорой в точке X_2):

$$L \cdot \overline{X_2 X'_y} = V \cdot \overline{X_2 Y'_y},$$

откуда

$$\overline{X_2 Y'_y} = \overline{X_2 X'_y} \cdot \frac{L}{V}. \quad (1.71)$$

С паром состава Y'_y равновесна жидкость состава X''_y . Точку X''_y находят на изотерме жидкости, соответствующей изотерме пара состава Y'_y , таким же способом, как указано выше. Состав жидкости X''_y сопряжен с составом пара Y''_y . Точка Y''_y лежит на луче $\overline{X_2 X''_y}$, ее положение находят по соотношению, аналогичному (1.71):

$$\overline{X_2 Y''_y} = \overline{X_2 X''_y} \cdot \frac{L}{V}.$$

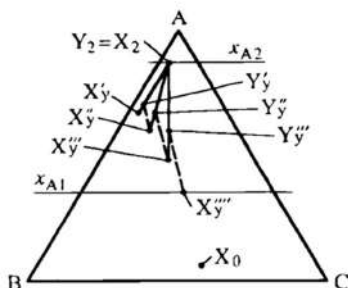


Рис. 1.39. К расчету числа теоретических тарелок в укрепляющей части колонны при разделении тройных смесей

Снова находят состав жидкости, теперь это состав X'''_y , равновесный составу пара Y''_y , и т. д. Построение продолжают до тех пор, пока не достигнут уровня концентрации компонента А в исходной смеси (x_{A1}). Число теоретических тарелок в укрепляющей части колонны равно числу актов сепарации пара и жидкости, т. е. равновесных переходов (изотерм).

Линия $X_2X'_yX''_yX'''_y$ характеризует ход изменения состава жидкости от тарелки к тарелке; она получила название **траектории ректификации**. Направление траекторий ректификации зависит от особенностей фазового равновесия разделяемой смеси (расстояния между одноименными изотермами пара и жидкости) и отношения L/V . При постоянных по высоте колонны потоках V и L их отношение может быть выражено через флегмовое число $R = L/D$:

$$\frac{V}{L} = \frac{D(R+1)}{DR} = \frac{R+1}{R} = 1 + \frac{1}{R}.$$

Тогда выражение (1.71) для любой j -й тарелки (точнее — j -го сечения колонны) может быть записано так:

$$\overline{X_2Y_y^j} = \frac{\overline{X_2X_y^j}}{1 + 1/R}. \quad (1.72)$$

Из (1.72) следует, что при $R \rightarrow \infty$ (что соответствует $L = V$) отрезки $\overline{X_2X_y^j}$ равны отрезкам $\overline{X_2Y_y^j}$ и, следовательно, точки X_y^j и Y_y^j совпадают; траектория ректификации получается наиболее короткой

и круто нисходящей. Число теоретических тарелок, необходимых для повышения концентрации компонента А от x_{A1} до x_{A2} , в этом случае минимально. Наоборот, чем меньше R , тем меньше отношение отрезков $\overline{X_2Y_y^j}$ и $\overline{X_2X_y^j}$. В этих случаях меньше приращение концентрации компонента А на каждой теоретической тарелке, их необходимое число увеличивается, а траектории ректификации становятся длиннее. При определенном (минимальном) флегмовом числе R_{min} точки Y_y^j располагаются так высоко на лучах $\overline{X_2X_y^j}$, что прекращается движение составов X_y^j вниз от X_2 к X_1 . При $R < R_{min}$ даже бесконечное число теоретических тарелок в укрепляющей колонне не приведет к увеличению концентрации компонента А от x_{A1} до x_{A2} . Очевидно, что рабочее флегмовое число должно быть больше R_{min} , причем рабочее значение R определяется технико-экономическим расчетом — по минимальным суммарным затратам (см. разд. 1.4.2.1).

Отгонная колонна

Обозначим для произвольного сечения этой части колонны (см. рис. 1.38) L' и V — мольные потоки жидкости и пара; концентрации компонентов в уходящем кубовом остатке снабдим индексом «0».

Материальный баланс по потокам фаз для контура K_2 (см. рис. 1.38), проходящего через произвольное сечение отгонной части колонны,

$$L' - V - L_0 = 0$$

дает

$$L' - V = L_0 = idem. \quad (г)$$

Согласно (г), разность потоков пара и жидкости по высоте отгонной части колонны остается неизменной (сами потоки V и L' в общем случае могут изменяться от сечения к сечению). Далее в целях упрощения примем их неизменными по высоте отгонной части колонны.

Материальный баланс по потокам компонента А для того же контура

$$+L'x_A - Vy_A - L_0x_{A0} = 0$$

фиксирует неизменность (по высоте отгонной части колонны) разности потоков компонента А с жидкой ($L'x_A$) и паровой (Vy_A) фазами:

$$L'x_A - Vy_A = L_0x_{A0} = idem; \quad (д)$$

при этом сами потоки компонента А с каждой из фаз не обязательно постоянны по высоте.

Поделим (д) на (г):

$$\frac{L'x_A - Vy_A}{L' - V} = \frac{L_0x_{A0}}{L_0} = x_{A0},$$

т. е. для *любого* сечения отгонной части колонны отношение характерных разностей составляет одну и ту же величину x_{A0} . В поле концентрационного треугольника этой величине отвечает горизонтальная прямая $x_{A0} = const$, параллельная стороне ВС.

Материальный баланс *по потокам компонента В* для того же контура K_2

$$+L'x_B - Vy_B - L_0x_{B0} = 0$$

приводит к неизменной (по высоте отгонной части колонны) разности потоков компонента В с жидкой ($L'x_B$) и паровой (Dy_B) фазами:

$$L'x_B - Vy_B = L_0x_{B0} = idem. \quad (е)$$

Поделим (е) на (г):

$$\frac{L'x_B - Vy_B}{L' - V} = \frac{L_0x_{B0}}{L_0} = x_{B0}.$$

Концентрация x_{B0} также характерна для *любого* сечения отгонной колонны. В плоскости треугольной диаграммы ей отвечает прямая $x_{B0} = const$, параллельная стороне АС.

Пересечение прямых $x_{A0} = const$ и $x_{B0} = const$ дает точку X_0 , отвечающую составу кубового остатка и характерную для *любого* сечения отгонной части колонны. Как и в случае укрепляющей части колонны, эта точка получила название **полюса**. Полюс X_0 позволяет связать *сопряженные составы* потоков пара и жидкости в произвольном сечении отгонной части колонны.

Расчет числа теоретических тарелок в отгонной части колонны ведем от точки X_0 снизу вверх путем поочередного нахождения равновесных и сопряженных составов контактирующих фаз (рис. 1.40).

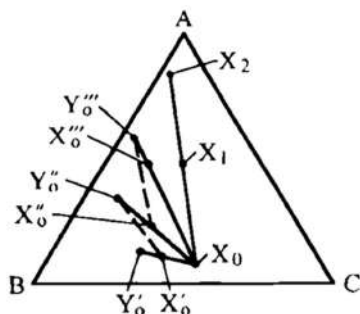


Рис. 1.40. К расчету числа теоретических тарелок в отгонной части колонны при разделении тройных смесей

Кипящей кубовой жидкости (состав X_0) отвечает *равновесный* состав пара Y'_0 ; его находят на соответствующей изотерме пара, причем нижний индекс «0» здесь указывает на принадлежность к отгонной части колонны (подробнее об отыскании равновесных концентраций см. в расчете числа тарелок в укрепляющей части колонны). Состав жидкости X'_0 , *сопряженный* с составом пара Y'_0 , лежит на прямой, проходящей через полюс X_0 . Местоположение точки X'_0 можно найти из материального баланса — по правилу рычага II рода (с опорой в точке X_0):

$$L' \cdot \overline{X_0 X'_0} = V \cdot \overline{X_0 Y'_0};$$

отсюда

$$\overline{X_0 X'_0} = \overline{X_0 Y'_0} \cdot \frac{V}{L'}. \quad (1.73)$$

Таким образом, построена одна теоретическая тарелка: осуществлен переход от X_0 к X'_0 .

Равновесный с X'_0 состав пара Y''_0 лежит в определенной (известной — см. выше) точке на соответствующей изотерме. Сопряженный с Y''_0 состав жидкости X''_0 находим на прямой $Y''_0 X_0$ по соотношению, аналогичному (1.73):

$$\overline{X''_0 X_0} = \overline{Y''_0 X_0} \cdot \frac{V}{L'};$$

таким образом, построена вторая теоретическая тарелка.

Для третьей теоретической ступени характерный переход от X''_0 к X'''_0 реализуется по той же канве. Построение продолжается до тех пор, пока не пересечем горизонталь x_{A1} (или пока не достигнем ее, как показано на рис. 1.40). Число теоретических тарелок равно числу актов сепарации пара и жидкости, т. е. равновесных изотермических переходов; в рассматриваемом примере на рис. 1.40 это $\overline{X_0 Y'_0}$, $\overline{X'_0 Y''_0}$ и $\overline{X''_0 Y'''_0}$. Третье разделение фаз дает точку X'''_0 , лежащую на уровне X_1 , значит, здесь трех теоретических тарелок в отгонной части колонны достаточно.

Заметим, что приведенный выше метод расчета числа теоретических тарелок правомерен и для $V, L, L' = var$. В этом случае при использовании зависимостей типа (1.71) и (1.73) надо в каждом сечении *знать* свои отношения L/V и V/L' . Они могут быть найдены с учетом тепловых балансов тарелок, проще — с помощью заранее построенной энтальпийной диаграммы для тройных смесей.

Полная ректификационная колонна

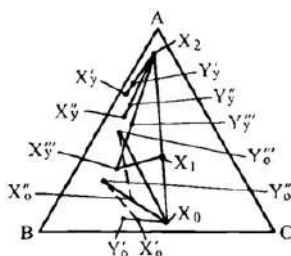


Рис. 1.41. Расчет общего числа теоретических тарелок в колонне при ректификации трехкомпонентных смесей

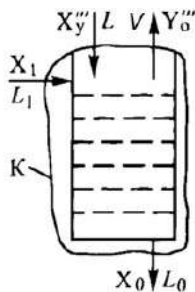


Рис. 1.42. Потoki и концентрации в нижней части колонны при ректификации трехкомпонентных смесей

Задача расчета числа теоретических тарелок в ректификационной колонне является пока *недоопределенной*, поскольку остается произвол в местоположении точки X_2 (обоснованно принимается лишь концентрация x_{A2}), а значит, и X_0 (здесь задана лишь концентрация

x_{A0}). Необходим некий критерий, исключающий отмеченную неопределенность и приводящий к однозначному решению при заданных X_1 и рабочих параметрах процесса (флегмовом числе R). В качестве такого критерия выступает сходимость материального баланса для тарелки питания.

Предлагается следующий путь расчета полного числа теоретических тарелок в колонне (рис. 1.41):

- задаемся некоторым составом дистиллята X_2 (на горизонтали x_{A2}) и находим X_0 (на горизонтали x_{A0});

- строим теоретические тарелки для укрепляющей части колонны, получая составы жидкости и пара на тарелках вплоть до уровня x_{A1} (на рис. 1.42 это точка X'''_y на третьей сверху теоретической тарелке);

- строим теоретические тарелки для нижней части колонны от точки X_0 до получения пара с концентрацией компонента в нем, превышающей x_{A1} (точка Y'''_0 на рис. 1.41);

- проверяем материальные балансы для контура K_1 на рис. 1.42 по любым двум компонентам:

$$LX'''_y + L_1X_1 = VY'''_0 + L_0X_0; \quad (1.74)$$

- если условие (1.74) не соблюдается, то необходимо задаться новым значением X_2 (при том же x_{A2}).

Расчет числа теоретических тарелок повторяют до тех пор, пока с приемлемой погрешностью не выполнится условие (1.74).

Заметим, что материальный баланс по потокам фаз для указанного контура при подаче *кипящей* исходной смеси очевиден: $L + L_1 = V + L_0$. При подаче исходной смеси в другом состоянии придется скорректировать паровой и жидкостной потоки V и $L + L_1 = L'$ с учетом параметра типа E (см. разд. 1.4.2.3).

Число *реальных* тарелок определяется по числу теоретических и по значениям средних КПД тарелок.

Выше была рассмотрена *проектная* задача — определение необходимого числа тарелок, когда заданы составы исходной смеси (точно), дистиллята и кубового остатка (по целевому компоненту). Значительно более трудоемким является решение задачи *эксплуа-*

тации — определение составов дистиллята и кубового остатка при известных составах исходной смеси и числе тарелок. Решение здесь отыскивается подбором. Фактически его сводят к решению задачи проектирования, задаваясь составами дистиллята и кубового остатка и проверяя числа теоретических тарелок в укрепляющей и отгонной частях колонны на совпадение с заданными. При несовпадении задаются новыми составами дистиллята и кубового остатка и повторяют расчет вплоть до сходимости полученного и заданного числа тарелок.

Особенности вычислительных операций ЭВМ могут продиктовать и другие пути решения проектных и эксплуатационных задач [28, 29].

1.5.2. Разделение многокомпонентных смесей

Материальный и тепловой расчеты ректификационных колонн при разделении в них многокомпонентных смесей аналогичны рассмотренным ранее для бинарных смесей. Они базируются на материальных (по потокам фаз и каждого из компонентов) и тепловых балансах.

Расчет необходимого числа тарелок в колонне (ее высоты) при разделении многокомпонентных смесей, подобно расчетам для бинарных и тройных смесей, может быть выполнен путем поочередного нахождения равновесных и сопряженных концентраций. Однако графические представления с увеличением числа компонентов в смеси становятся менее наглядными. Так, фазовая диаграмма для четырехкомпонентной смеси изображается в правильном тетраэдре, а для смеси из пяти и более компонентов требуются представления о многомерных пространствах [22, 26].

Строгие методы расчета ректификации многокомпонентных смесей (например, «от тарелки к тарелке») отличались громоздкостью и большой трудоемкостью. Поэтому весьма широкое распространение получили различные *приближенные* методы, основанные на упрощающих допущениях, но зато более наглядные и простые. Однако с разработкой модельных представлений о равновесии в многокомпонент-

ных системах и с развитием вычислительной техники значимость приближенных методов утрачивается, а строгих, наоборот, восстанавливается.

Рассмотрим основные положения метода «от тарелки к тарелке» применительно к непрерывной ректификации к компонентной смеси, необязательно идеальной, но не образующей азеотропов и гетероазеотропов. Примем для простоты полную конденсацию пара в конденсаторе и подачу в колонну исходной смеси при температуре кипения; постулируем также постоянство мольных потоков по высоте каждой из частей колонны — укрепляющей и отгонной. Расчет будем базировать на *теоретической тарелке*.

Состав *исходной* многокомпонентной смеси (А; В; ... I; ...; К) известен полностью: $X_1 (x_{A1}, x_{B1}, \dots, x_{I1}, \dots, x_{K1})$, как и ее поток L_1 (производительность). Требуемое качество отбираемого дистиллята выражают назначением концентрации *целевого* компонента x_{A2} , если дистиллят содержит компонент А высокой чистоты, или суммы концентраций целевых компонентов $(x_{A2} + x_{B2} + \dots)$, если в дистилляте содержится несколько компонентов. Концентрации остальных компонентов в дистилляте не могут быть заданы произвольно: они зависят как от особенностей фазового равновесия разделяемой смеси, так и от режима ректификации (флегмового числа и т. п.). Тем не менее состав дистиллята должен быть выбран *полностью*, а в кубовой жидкости принято содержание целевого компонента. Тогда из материального баланса можно найти полный состав кубовой жидкости $X_0 (x_{A0}, x_{B0}, \dots, x_{K0})$. Заметим: X_0 можно определить и не задаваясь содержанием целевого компонента в кубовом остатке, если известен его поток L_0 (или поток дистиллята D).

Для расчета числа теоретических тарелок необходимы равновесные зависимости и связи сопряженных концентраций по каждому компоненту разделяемой смеси.

Пусть рабочее давление процесса равно P . *Равновесные* концентрации в фазах для произвольного (i -го) компонента связаны эмпирическим или модельным уравнением

$$y_i^p = f_i(x_A, \dots, x_I, \dots, x_K), \quad (1.75)$$

причем эта функция зависит от температуры. Для идеальных многокомпонентных смесей, подчиняющихся закону Рауля, зависимость равновесных концентраций (1.75) имеет вид

$$y_i^p = k_i x_i.$$

Константа фазового равновесия $k_i = P_i^0/P$ для i -го компонента при $P = \text{const}$ изменяется с уровнем концентрации компонента, так как упругость паров чистого компонента P_i^0 есть функция температуры кипения t , а последняя зависит от состава смеси. И только в случае $t = \text{const}$ величина P_i^0 была бы постоянной, тогда и $k_i = \text{const}$; подчеркнем: это не рабочая ситуация.

Связи сопряженных концентраций жидкой и паровой фаз устанавливаются (как и в случае бинарных и тройных смесей) из материальных балансов — по потокам фаз и каждого компонента. Найденные из этих балансов связи сопряженных концентраций (**рабочие линии**) различаются для укрепляющей и отгонной частей колонны, поскольку в них различны потоки фаз.

Укрепляющая колонна

Обозначим (рис. 1.43) для произвольного сечения укрепляющей части колонны: L и V — жидкостной и паровой потоки; $x_A, x_B, \dots, x_I, \dots, x_K$ и $y_A, y_B, \dots, y_I, \dots, y_K$ — мольные концентрации компонентов A, B, \dots, I, \dots, K в этих потоках соответственно. Концентрации компонентов в дистилляте (его мольный поток V) снабдим индексом «2» (например, x_{A2}).

Материальные балансы по потокам компонентов для контура K_1 запишутся в виде

$$Vy_A - Lx_A - Dx_{A2} = 0;$$

$$Vy_B - Lx_B - Dx_{B2} = 0;$$

.....

$$Vy_I - Lx_I - Dx_{I2} = 0;$$

.....

$$Vy_K - Lx_K - Dx_{K2} = 0.$$

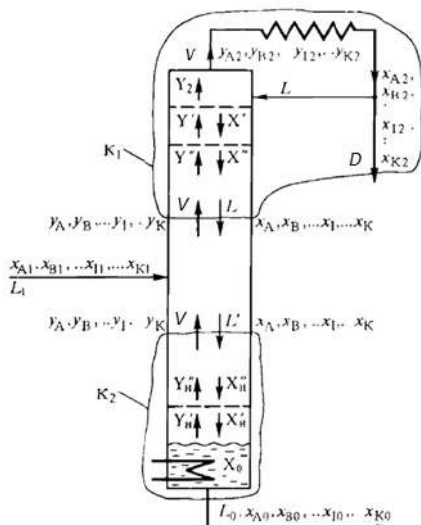


Рис. 1.43. Схема потоков в ректификационной колонне для разделения многокомпонентных смесей

Отсюда находим связи между сопряженными концентрациями для *каждого* компонента смеси:

$$\begin{aligned}
 y_A &= \frac{L}{V} x_A + \frac{D}{V} x_{A2}; \\
 y_B &= \frac{L}{V} x_B + \frac{D}{V} x_{B2}; \\
 &\dots\dots\dots \\
 y_I &= \frac{L}{V} x_I + \frac{D}{V} x_{I2}; \\
 &\dots\dots\dots \\
 y_K &= \frac{L}{V} x_K + \frac{D}{V} x_{K2}.
 \end{aligned}
 \tag{1.76}$$

При постоянных по высоте колонны потоках L и V уравнения (1.76) описывают *прямые* линии. Эти **рабочие линии** для всех компонентов имеют один и тот же угол наклона, определяемый отношением

L/V , но им отвечают разные точки на диагоналях и отрезки, отсекаемые на осях ординат, соответственно разным концентрациям компонентов в дистилляте.

При изменяющихся по высоте колонны потоках L и V уравнения (1.76) выражают *кривые* рабочие линии. Связь между сопряженными концентрациями в этом случае устанавливается с привлечением тепловых балансов типа (1.49) в разд. 1.4.3.

Суть метода «от тарелки к тарелке» продемонстрируем на примере постоянных по высоте колонны потоков L и V . Для *каждого* компонента строится диаграмма $y - x$; связь сопряженных концентраций изображается в них *прямыми* рабочими линиями по (1.76). На рис. 1.44 такие диаграммы представлены для компонентов A , I и K . При полной конденсации выходящего из колонны пара его состав Y_2 (y_{A2} , y_{B2} , ..., y_{I2} , ..., y_{K2}) идентичен составу получаемого конденсата, флегмы, дистиллята X_2 (x_{A2} , x_{B2} , ..., x_{I2} , ..., x_{K2}); это соответствует точкам пересечения рабочих линий с диагоналями квадратов $y - x$. Разделяющий эффект колонны существенно зависит от флегмового числа $R = L/D$. Оптимальное значение R , как и в случае бинарных смесей, определяется здесь технико-экономическим расчетом на базе минимального флегмового числа R_{min} . Для расчета последнего в литературе приводятся различные методики.

Как и все рассмотренные ранее, метод «от тарелки к тарелке» базируется на поочередном учете условий равновесия — по (1.75) и связей сопряженных концентраций — согласно уравнениям (1.76). Так, для *верхней* тарелки, с которой уходит пар состава Y_2 , надо найти *равновесный* с ним состав жидкости X' , покидающей эту *теоретическую* тарелку. Но равновесные составы фаз зависят от температуры, а температура t' на верхней тарелке априори неизвестна.

Очевидно, что сумма концентраций всех компонентов смеси должна быть равна единице:

$$\sum_{i=A}^{i=K} x_i = 1. \quad (1.77)$$

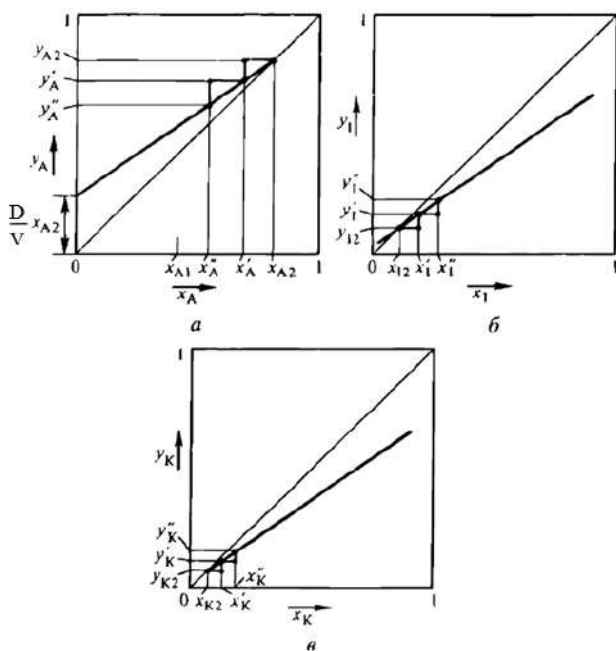


Рис. 1.44. К расчету числа теоретических тарелок в укрепляющей части колонны при разделении многокомпонентных смесей:

а, б, в — диаграммы для компонентов А, I и К соответственно.

Поэтому температура t' должна быть *подобрана* таким образом, чтобы удовлетворялось условие (1.77). Пусть этой подобранной температуре на рис. 1.44 отвечают концентрации отдельных компонентов $x'_A, \dots, x'_I, \dots, x'_K$. Теперь, согласно связям (1.76), т. е. с помощью рабочих линий, можно найти полный состав сопряженной (встречающейся с жидкостью в этом сечении) паровой фазы Y' ($y'_A, \dots, y'_I, \dots, y'_K$).

Далее рассмотрим *вторую* (сверху) теоретическую тарелку.

По составу пара Y' , покидающего эту тарелку, находим *равновесный* состав X'' уходящей с нее жидкости, *подбирая* температуру t'' на этой тарелке так, чтобы соблюдалось условие (1.77). Затем по рабочим линиям (1.76) находим *сопряженный* с X'' состав пара Y'' .

Построение теоретических тарелок продолжают до тех пор, пока концентрация целевого компонента (в данном случае — А) не уменьшится до его концентрации в исходной смеси x_{A1} . Так получают число теоретических тарелок n_T^y в укрепляющей части колонны.

Отгонная колонна

Сохраним обозначения сопряженных концентраций компонентов (см. рис. 1.43); концентрациям компонентов в кубовой жидкости (ее мольный поток L_0) присвоим индекс «0» (например, x_{A0}); V и L' — потоки пара и жидкости ($L' = L + L_0$) в отгонной части колонны.

Материальные балансы по потокам отдельных компонентов для контура K_2 (см. рис. 1.43) имеют вид

$$L'x_A - Vy_A - L_0x_{A0} = 0;$$

$$L'x_B - Vy_B - L_0x_{B0} = 0;$$

.....

$$L'x_I - Vy_I - L_0x_{I0} = 0;$$

.....

$$L'x_K - Vy_K - L_0x_{K0} = 0.$$

Отсюда получаем уравнения **рабочих линий** для каждого компонента смеси:

$$y_A = \frac{L'}{V}x_A - \frac{L_0}{V}x_{A0};$$

$$y_B = \frac{L'}{V}x_B - \frac{L_0}{V}x_{B0};$$

.....

(1.78)

$$y_I = \frac{L'}{V}x_I - \frac{L_0}{V}x_{I0};$$

.....

$$y_K = \frac{L'}{V}x_K - \frac{L_0}{V}x_{K0}.$$

В рассматриваемом случае постоянные L' и V по высоте колонны — это *прямые* линии. Они пересекают, как и для бинарных смесей, диагонали квадратов в точках x_{i0} . Вторые точки, необходимые для построения рабочих линий, удобно фиксировать на осях координат, за-

даваясь в (1.78) значениями $x_I = 0$, $x_I = 1$, $y_I = 0$ или $y_I = 1$ либо используя известный (и одинаковый для диаграмм $y - x$ всех компонентов) наклон рабочей линии с тангенсом, равным L'/V (рис. 1.44).

Теоретические тарелки для отгонной части колонны строят тоже путем поочередного использования условий равновесия (1.75) и связей сопряженных концентраций (1.78).

Рассмотрим сначала сечение отгонной части колонны *под нижней тарелкой* — в нем поток пара состава Y'_H ($y'_A, y'_B, \dots, y'_I, y'_K$) равновесен с кубовой жидкостью состава X_0 . Для определения Y'_H надо *подобрать* такую температуру, чтобы при определении равновесных концентраций по (1.75) соблюдалось очевидное условие

$$\sum_{i=A}^{i=K} y_i = 1. \quad (1.79)$$

Найденному таким образом составу пара Y'_H отвечает сопряженный с ним состав жидкости, стекающей с нижней тарелки, X'_H ($x'_A, x'_B, \dots, x'_I, \dots, x'_K$). Состав этот лежит на рабочих линиях; на рис. 1.45 построение показано для компонентов A, I и K . Далее находят *равновесный* состав уходящего с нижней тарелки пара Y''_H , так подбирая температуру t''_H , чтобы удовлетворить условию (1.79).

Затем определяют *сопряженный* состав жидкости X''_H , стекающей с вышележащей тарелки, и т. д., до превышения концентрации целевого компонента в паре над его содержанием в исходной смеси. Так получают число теоретических тарелок n_T^0 в отгонной части колонны.

Далее оценивают результаты расчета для колонны в целом. Критерием сходимости расчета служит удовлетворение материальных балансов по каждому компоненту на тарелке питания, как это было показано в разд. 1.5.1 — формула (1.74). При несоблюдении (с обусловленной погрешностью) балансов по каждому из компонентов расчет числа тарелок *повторяют*, приняв новый состав дистиллята X_2 (изменяя в нем концентрации любых компонентов, кроме целевого).

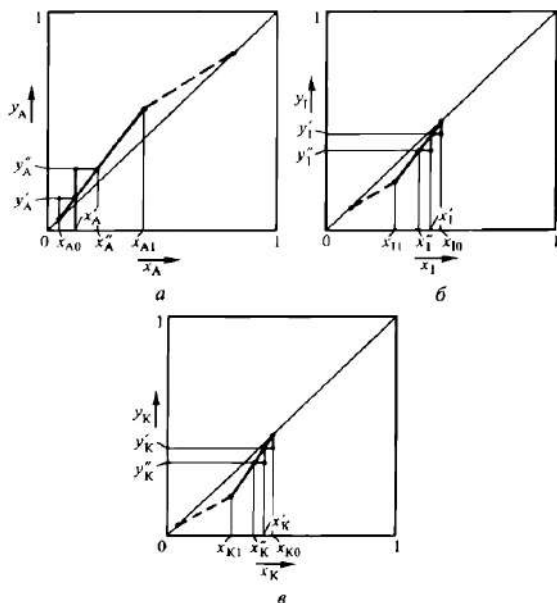


Рис. 1.45. К расчету числа теоретических тарелок в отгонной части колонны при разделении многокомпонентных смесей:

а, б, в — диаграммы для компонентов А, I и К соответственно.

Рассмотренный выше графический метод расчета числа теоретических ступеней (тарелок) при разделении многокомпонентных смесей лежит в основе расчетов на ЭВМ с помощью программных обеспечений PRO-2, HYSIS и Aspen Plus.

Глава 2. Анализ затрат теплоты при различных условиях разделения жидких смесей методами перегонки

В разделах 1.4.2 и 1.4.3 показано, что затраты теплоты на ректификацию зависят от способности смесей разделяться методами перегонки, теплоты парообразования смеси и чистоты получаемых продуктов разделения. В завуалированном виде это отражено в формулах (1.34) и (1.38). С целью выявления более точного влияния именно этих параметров на затраты теплоты при ректификации примем, как и ранее, допущение о равенстве теплот, подводимых и отводимых жидкостными потоками: $L_1 c_1 t_1 \approx D c_2 t_2 + L_0 c_0 t_0$. Тогда из (1.38) следует, что затраты теплоты в кипятильнике равны отводимому потоку теплоты в конденсаторе, а следовательно

$$Q_{\kappa} = Q_{\text{конд}} = V r_2 = D(\sigma R_{\min} + 1) r_2. \quad (2.1)$$

В разделе 1.4.2.1 показано, что R_{\min} зависит от способности жидких смесей разделяться методами перегонки (характеризуется разностью концентраций НКК в паре y_1^P и в жидкости x_1), от концентрации НКК в дистилляте x_2 и рассчитывается по формуле (1.26). Чистота нижнего продукта (состав x_0) определяется величиной верхнего продуктового потока D по формуле (1.14) или величиной нижнего продуктового потока по формуле (1.15).

Для **количественной** оценки влияния указанных характеристик на затраты теплоты необходимо:

- уметь количественно оценивать качество разделения (чистоту получаемых продуктов);
- найти удобную характеристику способности жидких смесей разделяться методами перегонки.

В последующих разделах обосновывается необходимость введения этих характеристик; их использование в дальнейших анализах позволяет сделать ряд важных выводов.

2.1. Сравнение различных оценок способности жидких смесей разделяться методами перегонки

Общепринято оценивать способность жидких смесей разделяться методом перегонки коэффициентом относительной летучести

компонентов α_0 . Состав пара при равновесии с кипящей жидкостью состава x выражается зависимостью

$$y_P = \frac{\alpha_0 x}{(\alpha_0 - 1)x + 1}. \quad (1.9), (2.2)$$

Величина α_0 может изменяться от 1 до ∞ . Столь широкий диапазон значений α_0 не позволяет корректно характеризовать способность жидких смесей разделяться методом перегонки. В самом деле, если α_{01} одной смеси больше α_{02} другой в 10, 100 или 1000 раз, то можно ли утверждать, что первая смесь делится легче в 10, 100 или 1000 раз? Очевидно, что отличие в затратах теплоты не будет в 10, 100 или 1000 раз. А ведь от способности смеси разделяться методом перегонки в значительной степени зависят затраты теплоты при их разделении.

Более удобной характеристикой разделяемости смеси является величина, определяемая в виде [17, 31, 32]

$$P = \frac{\alpha_0 - 1}{\alpha_0 + 1} \quad (2.3)$$

и изменяющаяся в пределах от 0 (при $\alpha_0 = 1$) до 1 (при $\alpha_0 = \infty$). Назовем её **разделяемостью** смеси. Из (2.3) следует

$$\alpha_0 = \frac{1 + P}{1 - P}. \quad (2.4)$$

Подставляя (2.4) в (2.2), получаем равновесную зависимость состава пара y_P и жидкости x для смесей, подчиняющихся закону Рауля:

$$y_P = \frac{(1 + P)x}{1 - P + 2Px}. \quad (2.5)$$

Заметим, что неудобства при использовании относительной летучести α_0 побудило автора работы [3] отказаться от α_0 и ввести так называемый коэффициент обогащения, равный $(\alpha_0 - 1)$.

Соответствие величин, характеризующих одинаковую способность жидких бинарных смесей разделяться методом перегонки, представлено в таблице 2.1. При значениях α_0 , мало отличающихся от 1, разделяемость смеси P в 2 раза меньше коэффициента обогащения $(\alpha_0 - 1)$. С погрешностью менее 5% это соблюдается до значения

$\alpha_0 = 1,1$. При больших значениях α_0 для оценки затрат теплоты на разделение таких смесей удобнее пользоваться характеристикой P , охватывающей весь диапазон возможных значений α_0 , включая отгонку растворителя из растворов нелетучих солей (здесь $\alpha_0 = \infty$).

Таблица 2.1. Сопоставление различных оценок, характеризующих способность смеси разделяться методом перегонки.

α_0	P	$\alpha_0 - 1$
1	0	0
1,01	0,0050	0,01
1,05	0,0244	0,05
1,1	0,0476	0,1
1,2	0,0909	0,2
1,3	0,1304	0,3
1,4	0,1667	0,4
1,5	0,2	0,5
1,857	0,3	0,857
2,3	0,4	1,3
3	0,5	2
4	0,6	3
5,6	0,7	4,6
9	0,8	8
19	0,9	18
50	0,961	49
100	0,98	99
1000	0,998	999
∞	1	∞

Далее будет показано, что трудность (понятие, противоположное способности разделяться методами перегонки) разделения реальной жидкой смеси можно оценить только величиной минимального парового потока в колонне, определяемой, наряду с минимальным флегмовым числом, долей отбора верхнего продукта.

2.2. Количественная оценка качества разделения бинарных и многокомпонентных смесей

В качестве количественной оценки качества разделения можно использовать разные критерии. В научной литературе [30] предложено

ны два технологических критерия: E_N (обозначен в честь Ньютона) и E_R (критерий Ричарса), а также энтропийный критерий E_S [1], с помощью которых можно количественно оценить качество разделения исходной смеси. В данном разделе подробно рассмотрены каждый из вышеперечисленных критериев и проведено их сравнение.

2.2.1. Бинарные смеси

2.2.1.1. Оценка качества разделения жидких бинарных смесей с помощью технологического критерия разделения E_N

Технологический критерий разделения E_N [31, 32] связан с чистотой и выходом продуктовых потоков и представляет собой *разность* выходов целевого компонента и примеси в продуктах разделения. Выведем формулу для его расчета.

При разделении бинарной смеси получают верхний продукт в количестве D с преимущественным содержанием в нем НКК — x_2 и нижний продукт в количестве L_0 , который содержит незначительное количество НКК — x_0 .

В верхнем продукте количество НКК составляет Dx_2 , а его выход по отношению к исходному количеству L_1x_1 равен

$$\frac{Dx_2}{L_1x_1} = \frac{(x_1 - x_0)x_2}{(x_2 - x_0)x_1}. \quad (2.6)$$

Здесь отношение D/L_1 определено материальным балансом и выражением (1.14).

А выход примеси в верхнем продукте составляет

$$\frac{D(1 - x_2)}{L_1(1 - x_1)} = \frac{(x_1 - x_0)(1 - x_2)}{(x_2 - x_0)(1 - x_1)}. \quad (2.7)$$

Исходя из определения технологического критерия разделения E_N , получаем

$$E_N = \frac{(x_1 - x_0)x_2}{(x_2 - x_0)x_1} - \frac{(x_1 - x_0)(1 - x_2)}{(x_2 - x_0)(1 - x_1)} = \frac{(x_1 - x_0)(x_2 - x_1)}{x_1(1 - x_1)(x_2 - x_0)}. \quad (2.8)$$

Технологический критерий разделения E_N зависит только от концентрации низкокипящего компонента (НКК) в исходной смеси и продуктах разделения. Возрастание критерия E_N соответствует повышению качества разделения.

При $x_1 = 0,5$ и симметричном разделении, когда $x_2 - x_1 = x_1 - x_0 = (x_2 - x_0)/2$, имеем:

$$E_N = \frac{(x_2 - x_0)(x_2 - x_0)}{2 * 2 * 0,5(1 - 0,5)(x_2 - x_0)} = x_2 - x_0. \quad (2.9)$$

В этом случае величина критерия E_N *точно* совпадает с разностью концентраций НКК в продуктах разделения.

Зависимости технологического критерия разделения E_N от концентрации x_1 при фиксированных значениях x_2 и x_0 представлены на рис. 2.1.

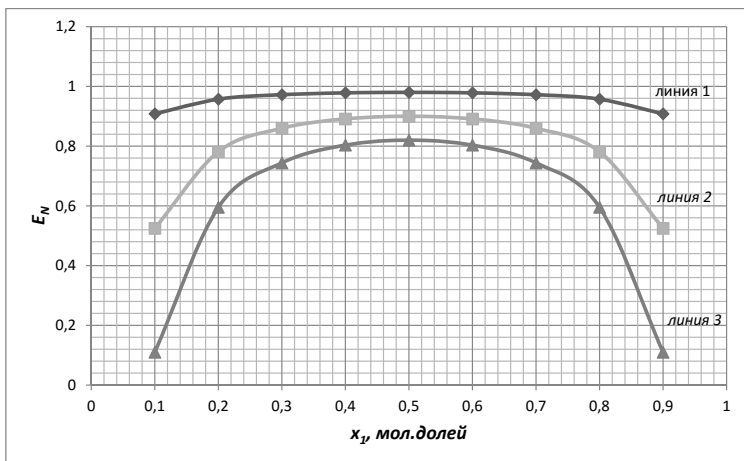


Рис. 2.1. Зависимость технологического критерия разделения E_N от концентрации НКК в исходной смеси:

линия 1 — $x_0 = 0,01$; $x_2 = 0,99$; линия 2 — $x_0 = 0,05$; $x_2 = 0,95$;

линия 3 — $x_0 = 0,09$; $x_2 = 0,91$.

Из рис. 2.1 видно, что при существенном отличии x_1 от 0,5 значение технологического критерия E_N становится меньше разности $(x_2 - x_0)$. В первом случае, когда $x_0 = 0,01$ и $x_2 = 0,99$, большая часть кривой практически совпадает с разностью $(x_2 - x_0)$. При значениях x_1 в пределах от 0,2 до 0,8 данная характеристика мало отличается от разности $(x_2 - x_0)$. С уменьшением разности $(x_2 - x_0)$

падение E_N (при отклонении x_1 от 0,5) становится более существенным. В целом этот критерий численно хорошо характеризует качество разделения бинарной смеси, особенно при высокой чистоте получаемых продуктов и составах исходной смеси, близких к эквимольным.

2.2.1.2. Оценка качества разделения жидких бинарных смесей с помощью технологического критерия E_R

Для количественной оценки качества разделения жидких бинарных смесей Ричарсом [30] был предложен технологический критерий, представляющий *произведение* выходов целевых компонентов в продуктах разделения.

Выход целевого компонента в верхнем продуктовом потоке характеризуется выражением (2.6), а для высококипящего компонента, являющегося целевым продуктом в нижнем потоке, выход находится из выражения

$$\frac{L_0(1-x_0)}{L_1(1-x_1)} = \frac{(x_2-x_1)(1-x_0)}{(x_2-x_0)(1-x_1)}.$$

Согласно определению критерия Ричарса [30], произведение выходов целевых компонентов в продуктах разделения приводит к следующему выражению для его нахождения:

$$\begin{aligned} E_R &= \frac{x_2(x_1-x_0)(x_2-x_1)(1-x_0)}{x_1(x_2-x_0)(x_2-x_0)(1-x_1)} = \\ &= \frac{(1-x_0)(x_2-x_1)x_2(x_1-x_0)}{(1-x_1)(x_2-x_0)^2x_1}. \end{aligned} \quad (2.10)$$

Найдем отношение E_R/E_N :

$$\frac{E_R}{E_N} = \frac{(1-x_0)x_2}{x_2-x_0}.$$

Очевидно, что при малых значениях x_0 и больших x_2 отношение E_R/E_N близко к 1.

Зависимости критерия разделения E_R от концентрации x_1 при различных фиксированных значениях x_2 и x_0 представлены на рис. 2.2.

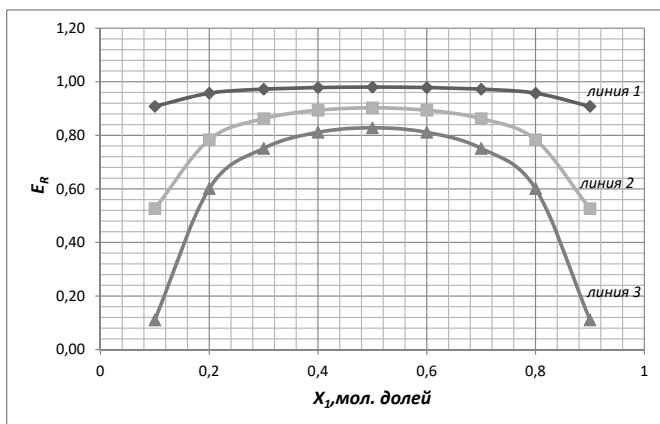


Рис. 2.2. Зависимость критерия разделения E_R от концентрации НКК в исходной смеси:

линия 1 — $x_0 = 0,01$; $x_2 = 0,99$; линия 2 — $x_0 = 0,05$; $x_2 = 0,95$;

линия 3 — $x_0 = 0,09$; $x_2 = 0,91$.

Видно, что критерий разделения E_R , как и критерий E_N , наилучшим образом характеризует разделение для случая большой разности ($x_2 - x_0$). Здесь так же, как и для критерия E_N , при существенном отклонении x_1 от 0,5 значение критерия E_R становится меньше разности ($x_2 - x_0$). Некоторым недостатком критерия разделения E_R является то, что его величина даже при $x_1 = 0,5$ не совпадает точно с разностью ($x_2 - x_0$). Так, например, при $x_2 = 0,95$ и $x_0 = 0,05$ величина $E_R = 0,9025$ немного отличается от $x_2 - x_0 = 0,9$.

2.2.1.3. Оценка качества разделения жидких бинарных смесей с помощью энтропийного критерия разделения E_S

Для оценки качества разделения жидких смесей также используют энтропийный критерий разделения E_S [1]. Его применяют в основном для оценки качества разделения **многокомпонентных** смесей. Энтропийный критерий разделения E_S представляет собой разность полных энтропий смешения (или разделения) — начальной и конечной ($S_H - S_K$).

Проанализируем применимость этого критерия к количественной оценке качества разделения при ректификации **бинарной** смеси.

Значение энтропийного критерия разделения определяется как разность между начальной и конечной энтропиями:

$$E_S = S_H - S_K, \quad (2.11)$$

где полная энтропия для 1 кмоль исходной смеси составляет

$$S_H = \sum_{i=1}^n x_i \ln x_i. \quad (2.12)$$

А полная суммарная энтропия конечных продуктов составляет

$$S_K = \sum_{j=1}^N G_j \sum_{i=1}^n x_i \ln x_i, \quad (2.13)$$

где G_j — доля продукта от исходной смеси. Долю верхнего продукта G_1 обозначим D , долю нижнего G_2 — символом L_0 , как это сделано в главе 1.

Для бинарных смесей энтропийный критерий разделения E_S , как и другие критерии, зависит только от концентраций низкокипящего компонента (НKK) в исходной смеси и продуктах разделения.

Рассмотрим изменение энтропийного критерия E_S при различных x_1 .

Примем, что в колонну поступает $L_1 = 1$ кмоль/с исходной смеси. Из материального баланса (1.14) следует, что

$$D = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}, \quad (2.14)$$

$$L_0 = 1 - D = \frac{x_2 - x_1}{x_2 - x_0}. \quad (2.15)$$

Составив выражения для полных энтропий S_K по (2.13) и S_H по (2.12) и подставив их в выражение (2.11) для энтропийного критерия разделения E_S , можно найти зависимость этого критерия от концентрации x_1 при фиксированных x_2 и x_0 .

Для случая, когда содержание первого компонента в дистиллате составляет $x_2 = 0,99$, а в кубовом остатке $x_0 = 0,01$.

при $x_1 = 0,3$:

$$D = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0} = \frac{0,3 - 0,01}{0,99 - 0,01} = 0,2959,$$

$$L_0 = 1 - D = 1 - 0,296 = 0,7041.$$

Так, полная начальная энтропия S_H будет равна

$$S_H = (0,3 \ln 0,3) + (1 - 0,3) \ln(1 - 0,3) = -0,3612 + (-0,2497) = -0,6109.$$

Полная конечная энтропия S_K будет равна

$$S_K = 0,2959(0,99 \ln 0,99 + (1 - 0,99) \ln(1 - 0,99)) + 0,7041(0,01 \ln 0,01 + (1 - 0,01) \ln(1 - 0,01)) = -0,056.$$

Энтропийный критерий E_S в этом случае равен

$$E_S = S_H - S_K = -0,6109 + 0,056 = -0,5549.$$

Результаты расчета E_S при других значениях x_1 приведены в таблице 2.2.

Таблица 2.2. Значения критерия E_S при различных x_1 , $x_2 = 0,99$, $x_0 = 0,01$

x_1	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
D	0,092	0,194	0,296	0,40	0,5	0,60	0,704	0,806	0,908
L_0	0,909	0,806	0,704	0,60	0,5	0,40	0,296	0,194	0,092
$-E_S$	0,269	0,444	0,555	0,62	0,637	0,62	0,555	0,444	0,269

Значения E_S при фиксированных $x_2 = 0,95$, $x_0 = 0,05$ в зависимости от состава исходной смеси x_1 приведены в таблице 2.3.

Таблица 2.3. Значения критерия E_S при различных x_1 , $x_2 = 0,95$, $x_0 = 0,05$

x_1	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
D	0,078	0,189	0,3	0,411	0,522	0,6333	0,7444	0,8556	0,9667
L_0	0,922	0,811	0,7	0,589	0,478	0,3667	0,2556	0,1444	0,0333
$-E_S$	0,127	0,302	0,412	0,475	0,495	0,4745	0,4123	0,3019	0,1266

Если $x_2 = 0,91$, $x_0 = 0,09$, имеем следующие значения E_S :

Таблица 2.4. Значения критерия E_S при различных x_1 , $x_2 = 0,91$, $x_0 = 0,09$

x_1	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
D	0,085	0,207	0,329	0,451	0,5732	0,6951	0,8171	0,939	1,061
L_0	0,915	0,793	0,671	0,549	0,4268	0,3049	0,1829	0,061	0,061
$-E_S$	0,023	0,198	0,308	0,371	0,391	0,371	0,308	0,198	0,023

Зависимости E_S от x_1 для всех рассмотренных случаев приведены на рис. 2.3.

Расчеты показали, что максимальное уменьшение энтропии наблюдается при симметричном разделении и при $x_1 = 0,5$. При отклонении x_1 от значения 0,5 энтропийный критерий E_S уменьшается по модулю. Как и в случае технологических критериев E_N и E_R , его уменьшение (при отклонении x_1 от 0,5) при меньших значениях разности $(x_2 - x_0)$ становится более существенным.

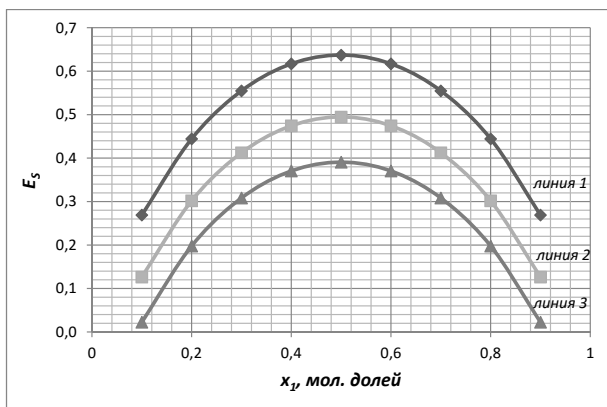


Рис. 2.3. Зависимость энтропийного критерия разделения E_S от концентрации НКК в исходной смеси:

линия 1 — $x_0 = 0,01$; $x_2 = 0,99$; линия 2 — $x_0 = 0,05$; $x_2 = 0,95$;

линия 3 — $x_0 = 0,09$; $x_2 = 0,91$.

2.2.1.4. Сравнение критериев разделения жидких бинарных смесей

На рисунке 2.4 приведены зависимости трёх критериев разделения от состава исходной смеси x_1 при фиксированных концентрациях НКК в дистиллате x_2 и в кубе x_0 ($x_2 = 0,8$; $x_0 = 0,2$).

Сравнение технологических и энтропийного критериев качества разделения жидких бинарных смесей показывает преимущества технологических критериев по сравнению с энтропийным.

Численные значения энтропийного критерия E_S никаким образом не отражают величину разности составов получаемых продуктов.

Значение технологического критерия E_N при $x_1 = 0,5$ и симметричном разделении (когда $x_2 - x_1 = x_1 - x_0$) **точно** совпадает с разностью $(x_2 - x_0)$, в то время как значения критерия E_R всегда немного отличаются от значения этой разности $(x_2 - x_0)$.

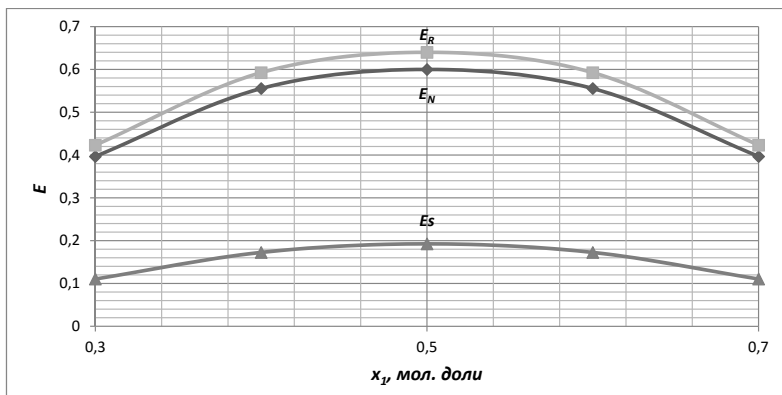


Рис. 2.4. Зависимости технологических критериев E_N , E_R и энтропийного критерия E_S от состава исходной смеси x_1

Из приведенного выше анализа можно сделать вывод, что технологический критерий разделения E_N наиболее точно характеризует качество разделения. Его использование оказалось особенно удобным для количественной оценки качества разделения бинарных смесей при анализе затрат теплоты в кипятильнике.

2.2.2. Многокомпонентные смеси

Для количественной оценки качества разделения жидких многокомпонентных смесей нами использован технологический критерий E_R , который представляет собой корень $n - 1$ степени из произведения выходов целевых продуктов разделения. Для n -компонентных зео-тропных жидких смесей, разделяемых в $(n - 1)$ колоннах с последовательным отбором в дистилляте одного компонента, предложена формула

$$E_R = \sqrt[n-1]{\frac{x_2^A D^A}{x_1^A L_1} \cdot \frac{x_2^B D^B}{x_1^B L_1} \cdot \frac{x_2^C D^C}{x_1^C L_1} \cdot \dots \cdot \frac{x_0^N L_0^N}{x_1^N L_1}}, \quad (2.16)$$

где x_1^i — концентрация компонента в исходной смеси; $i = A, B, C \dots N$; x_2^i и x_0^i — концентрации компонентов в продуктовых потоках; D^i и L_0^N — продуктовые потоки.

Рассмотрим более подробно применимость этого технологического критерия E_R для многокомпонентных смесей на примере оценки качества разделения тройной смеси бензол — толуол — о-ксилол. Выражение для определения критерия E_R будет выглядеть следующим образом:

$$E_R = \sqrt{\frac{x_2^A D^A}{x_1^A L_1} \cdot \frac{x_2^B D^B}{x_1^B L_1} \cdot \frac{x_0^C L_0^C}{x_1^C L_1}}. \quad (2.17)$$

Проведен расчет критерия разделения E_R для трехкомпонентной смеси с потоком исходной смеси $L_1 = 3$ кмоль/с и фиксированным содержанием о-ксилола ($x_1^C = 0,33$) в исходной смеси. В таблице 2.5 представлены расчетные значения продуктовых потоков и критерия E_R для требуемых составов продуктовых потоков при меняющемся содержании бензола (и, соответственно, толуола) в исходной смеси.

Таблица 2.5. Величины продуктовых потоков и критерия E_R для трехкомпонентной смеси

x_1^A	D^A	D^B	L_0^C	Значения E_R при чистоте продуктов разделения, % мольн.		
				98	95	90
0,1	0,250	1,719	1,031	0,906	0,732	—
0,15	0,406	1,562	1,031	0,942	0,842	0,619
0,2	0,562	1,406	1,031	0,957	0,888	0,749
0,25	0,719	1,250	1,031	0,965	0,910	0,807
0,3	0,875	1,094	1,031	0,969	0,921	0,832
0,33	0,969	1,000	1,031	0,970	0,923	0,837
0,4	1,187	0,781	1,031	0,967	0,916	0,820
0,45	1,344	0,625	1,031	0,961	0,899	0,777
0,5	1,500	0,469	1,031	0,949	0,864	0,685
0,55	1,656	0,313	1,031	0,924	0,790	0,441

Приведенные в таблице 2.5 результаты расчета представлены на рисунке 2.5 в виде зависимостей E_R от состава исходной смеси. Видно, что при разделении **эквимольной** исходной смеси критерий E_R численно близок к чистоте целевых продуктов, причем с повышением чистоты продуктовых потоков отличие E_R от последней уменьшается. Так, при 95% чистоте продуктовых потоков критерий $E_R = 0,923$, а при 98% чистоте $E_R = 0,970$ (расхождение лишь чуть больше 1%).

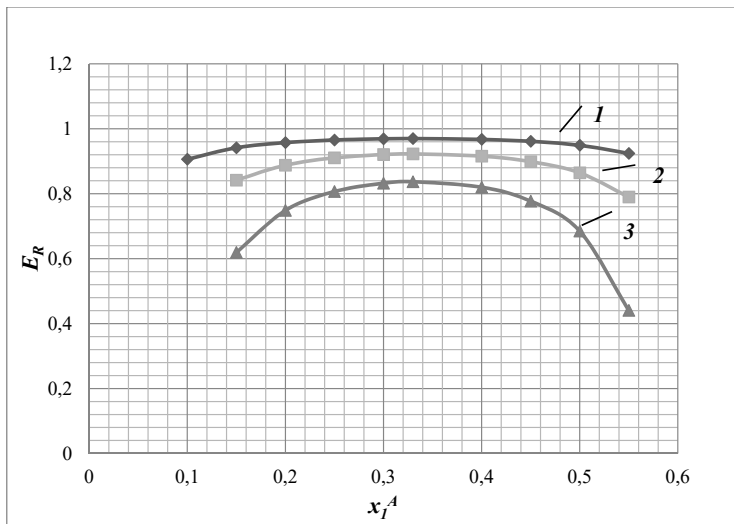


Рис. 2.5. Зависимость технологического критерия E_R от концентрации бензола (А) в исходной смеси при фиксированной чистоте продуктов разделения. 1 — 98%, 2 — 95%, 3 — 90%.

Таким образом, технологический критерий E_R является хорошей количественной оценкой качества разделения для многокомпонентных смесей.

2.3. Анализ затрат теплоты при разделении идеальных бинарных смесей

Влияние разделяемости смеси на затраты теплоты в кипяtilнике удобно проследить на примере ректификации идеальных смесей

с допущением о равенстве Q_K и $Q_{\text{конд}}$. Тогда можно считать (см. раздел 1.4.2.2)

$$Q_K = D(R + 1)r_2.$$

2.3.1. Минимальные затраты теплоты при ректификации

Минимальные затраты теплоты имеют место в режиме работы колонны с минимальным флегмовым числом R_{\min} . Как отмечается в [1, 2, 24, 26, 33], наиболее экономичные реальные режимы ректификации по своим параметрам близки к режиму минимальной флегмы. С другой стороны, режим минимальной флегмы (с постоянными по высоте колонны потоками пара и жидкости и локальным подводом теплоты — в кубе колонны и отводом — в конденсаторе) наиболее близок к термодинамически обратимой ректификации [26].

Считая разделяемую смесь идеальной, то есть подчиняющейся закону Рауля и имеющей равновесную зависимость в виде (2.5), получим при минимальном флегмовом числе, определяемом по формуле (1.26), выражение для удельного расхода теплоты q_K^{\min} (на разделение 1 кмоль исходной смеси):

$$q_K^{\min} \equiv \frac{Q_K}{L_1} = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0} \left(\frac{x_2 - y_1^p}{y_1^p - x_1} + 1 \right) r_2 = r_2 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0} \frac{x_2 - x_1}{y_1^p - x_1}. \quad (2.18)$$

Формулу (2.18) преобразуем, последовательно находя знаменатель второй дроби (используя формулу (2.5)), а затем и саму дробь:

$$\begin{aligned} y_1^p - x_1 &= \frac{(1+P)x_1}{1-P+2Px_1} - x_1 = \frac{x_1 + Px_1 - x_1 + Px_1 - 2Px_1^2}{1-P+2Px_1} = \frac{2Px_1(1-x_1)}{1-P+2Px_1}; \\ \frac{x_2 - x_1}{y_1^p - x_1} &= \frac{(x_2 - x_1)(1-P+2Px_1)}{2Px_1(1-x_1)} = \frac{x_2 - Px_2 + 2Px_1x_2 - x_1 + Px_1 - 2Px_1^2}{2Px_1(1-x_1)} = \\ &= \frac{x_2 - x_1 - P(x_2 - x_1) + 2Px_1(x_2 - x_1)}{2Px_1(1-x_1)} = \frac{(x_2 - x_1)(1-P+2Px_1)}{2Px_1(1-x_1)} = \\ &= \frac{x_2 - x_1}{x_1(1-x_1)} \left(x_1 + \frac{1-P}{2P} \right). \end{aligned} \quad (2.19)$$

С учетом (2.19) выражение (2.18) для q_K^{\min} принимает вид

$$q_K^{\min} = r_2 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0} \frac{x_2 - x_1}{x_1(1-x_1)} \left(x_1 + \frac{1-P}{2P} \right) = E_N r_2 \left(x_1 + \frac{1-P}{2P} \right). \quad (2.20)$$

Из выражения (2.20) отчетливо видна прямо пропорциональная зависимость удельных затрат теплоты q_{κ}^{min} от критерия разделения E_N и теплоты парообразования r_2 верхнего продукта. На величину q_{κ}^{min} также влияет состав x_1 и разделяемость P исходной смеси. Приведем выражение (2.20) к виду

$$\frac{q_{\kappa}^{min}}{E_N} = r_2 \left(x_1 + \frac{1-P}{2P} \right), \quad (2.21)$$

характеризующему минимальные удельные (на 1 кмоль исходной смеси) затраты теплоты, необходимые для полного разделения смеси.

В частном случае, принимая концентрацию НКК в исходной смеси x_1 равной 0,5, получаем

$$\frac{q_{\kappa}^{min}}{E_N} = r_2 \left(\frac{1}{2} + \frac{1-P}{2P} \right) = \frac{r_2}{2P}, \quad (2.22)$$

то есть величина удельных затрат в этом случае обратно пропорциональна разделяемости смеси P .

Следует отметить, что аналогичное выражение для удельных минимальных затрат теплоты приведено в [3] на основе термодинамического анализа процессов разделения смеси близкокипящих компонентов с помощью энтальпийной диаграммы:

$$q_{\kappa}^{min} = \frac{r_2(x_2 - x_1)(x_1 - x_0)}{(\alpha_0 - 1)(x_2 - x_0)y_1(1 - y_1)}. \quad (2.23)$$

Формулу (2.22), учитывая выражение (2.8) для E_N , можно представить в виде

$$q_{\kappa}^{min} = \frac{r_2}{2P} \frac{(x_2 - x_1)(x_1 - x_0)}{(x_2 - x_0)x_1(1 - x_1)}. \quad (2.24)$$

Из таблицы 2.1 видно, что при малых значениях α_0 ($\alpha_0 \leq 1,1$) разница в величинах $\alpha_0 - 1$ и $2P$ не превышает 5%. При этом разница в величинах $y_1(1 - y_1)$ и $x_1(1 - x_1)$ при $x_1 = 0,5$ кмоль НКК/кмоль смеси равна 1%, а в диапазоне составов исходной смеси x_1 от 0,3 до 0,7 не превышает 8%.

Автор работы [3] ограничивает область применения коэффициента обогащения $(\alpha_0 - 1)$ (а следовательно, и формулы (2.23)) малыми значениями α_0 , в то время как формулы (2.20)–(2.22), (2.24) приме-

нимы для любых значений α_0 : от 1 до ∞ . При этом способность жидких смесей, характеризующая величиной $P = (\alpha_0 - 1)/(\alpha_0 + 1)$, изменяется от 0 до 1. Это позволяет сравнивать затраты теплоты на разделение любых бинарных смесей.

Результаты расчета относительных удельных затрат теплоты, считая на полное разделение смеси, приведены в таблице 2.6. Относительные удельные затраты теплоты на разделение бинарной смеси — это безразмерные числа, показывающие относительные затраты теплоты (отнесенные к удельной теплоте испарения исходной смеси).

Расчетные значения относительных удельных затрат теплоты $\frac{q_k^{min}}{E_N r_2}$ в зависимости от разделяемости P при некоторых составах исходной смеси x_1 представлены в таблице 2.6:

Таблица 2.6. Значения относительных удельных затрат теплоты $\frac{q_k^{min}}{E_N r_2}$ при различных значениях разделяемости P и концентрации НКК в исходной смеси x_1

x_1	P										
	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
0.1	9.6	4.6	2.1	1.267	0.85	0.6	0.433	0.314	0.225	0.156	0.1
0.2	9.7	4.7	2.2	1.367	0.95	0.7	0.533	0.414	0.325	0.256	0.2
0.3	9.8	4.8	2.3	1.467	1.05	0.8	0.6333	0.514	0.425	0.356	0.3
0.4	9.9	4.9	2.4	1.567	1.15	0.9	0.733	0.614	0.525	0.456	0.4
0.5	10	5	2.5	1.667	1.25	1	0.833	0.714	0.625	0.556	0.5
0.6	10.1	5.1	2.6	1.767	1.35	1.1	0.933	0.814	0.725	0.656	0.6
0.7	10.2	5.2	2.7	1.867	1.45	1.2	1.033	0.914	0.825	0.756	0.7
0.8	10.3	5.3	2.8	1.967	1.55	1.3	1.133	1.014	0.925	0.856	0.8
0.9	10.4	5.4	2.9	2.067	1.65	1.4	1.233	1.114	1.025	0.956	0.9

Для легкоразделяемых смесей $P \rightarrow 1$ удельный расход теплоты согласно выражению (2.21) равен

$$\frac{q_k^{min}}{E_N} = r_2 x_1. \quad (2.25)$$

Данное выражение удобно использовать для расчета удельных расходов теплоты при выпаривании растворов солей. Разделяемость подобных бинарных смесей равна единице, что соответствует коэффициенту относительной летучести растворителя к соли $\alpha_0 = \infty$. В этом случае относительные затраты теплоты $\frac{q_k^{min}}{E_N}$ численно точно совпадают со значением концентрации НКК в исходной смеси x_1 и увеличиваются в 9 раз при изменении x_1 от 0,1 до 0,9 кмоль НКК/кмоль смеси.

При малых значениях P уменьшается вклад x_1 в конечный результат расчета по (2.21) минимальных удельных затрат теплоты. При $P < 0,1$ (коэффициент относительной летучести $\alpha_0 < 1,2$) величиной x_1 можно пренебречь с несущественной погрешностью. Тогда выражение для минимальных удельных затрат теплоты примет такой же вид, как и в случае $x_1 = 0,5$:

$$\frac{q_k^{min}}{E_N} = \frac{r_2}{2P}. \quad (2.26)$$

На рисунке 2.6 приведен график зависимости относительных удельных затрат теплоты от разделяемости смеси при некоторых значениях концентрации НКК в исходной смеси x_1 .

При малых разделяемостях смеси P (0,05 – 0,1) затраты теплоты на разделение увеличиваются в несколько раз. Чем меньше разделяемость смеси P , тем, естественно, больше удельный расход теплоты $\frac{q_k^{min}}{E_N r_2}$ на полное разделение при ректификации. Так, в случае $x_1 = 0,5$ при разделяемости $P = 0,1$ минимальные затраты на ректификацию увеличиваются ровно в 10 раз по сравнению с затратами на разделение смеси с разделяемостью $P = 1$ (относительная летучесть компонентов $\alpha_0 = \infty$). Увеличение затрат теплоты на ректификацию при уменьшении разделяемости смеси связано с увеличением минимального (и рабочего) флегмовых чисел и, соответственно, ростом потока флегмы, которую необходимо испарять в кубе колонны.

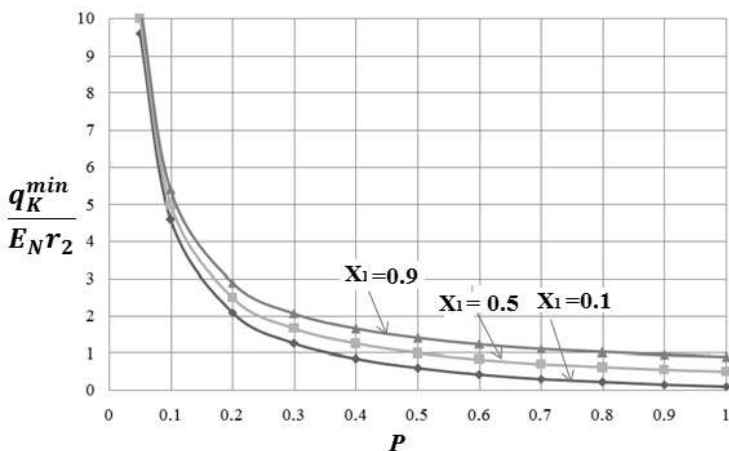


Рис. 2.6. Зависимость относительных удельных затрат теплоты $\frac{q_K^{min}}{E_N r_2}$ от разделяемости P смеси при $x_1 = 0,1$, $x_1 = 0,5$, $x_1 = 0,9$.

При небольших концентрациях x_1 влияние разделяемости смеси P на затраты теплоты усиливается. Так, при $x_1 = 0,1$ с уменьшением разделяемости P от 1 до 0,1 минимальные затраты увеличиваются в 46 раз. А при $x_1 = 0,9$ с уменьшением разделяемости смеси P от 1 до 0,1 затраты теплоты увеличиваются уже не так значительно (лишь в 6 раз).

Практически одинаковые затраты на разделение смесей различного исходного состава x_1 (от 0,1 до 0,9 кмоль НКК/кмоль смеси) при малых значениях разделяемости смеси P объясняются большим **внутренним энергосбережением** процесса ректификации.

Сущность внутреннего энергосбережения подробно рассмотрена в главе 3. А пока лишь следует отметить следующее. При средней разделяемости ($0,4 < P < 0,6$), что характерно для смесей с разницей температур кипения компонентов при атмосферном давлении на уровне 30°C , например, для смеси бензол — толуол, относительные удельные затраты при разделении эквимольной исходной смеси на практически чистые компоненты близки к единице. А это значит, что

при ректификации достаточно подвода теплоты в кипятильнике в количестве, необходимом для однократного испарения исходной смеси. Последующие расчеты с различным программным обеспечением (Hysis, Pro-II, Aspen Plus), приведенные в главе 4, подтверждают результаты теоретического анализа.

2.3.2. Сравнение затрат теплоты при разделении бинарных смесей методами дистилляции и ректификации

Воспользуемся выражением (2.21) для минимальных удельных (на 1 кмоль/с исходной смеси) затрат теплоты в кипятильнике ректификационной колонны:

$$q_k^{min} = E_N r_2 \left(x_1 + \frac{1-P}{2P} \right), \quad (2.21)$$

где r_2 — удельная теплота парообразования верхнего продукта.

При составе исходной смеси $x_1 = 0,5$ кмоль НКК/кмоль смеси и незначительной разнице в теплотах парообразования компонентов ($r_{НКК} \approx r_{ВКК} \equiv r$) формула (2.21) упрощается:

$$q_k^{min} = \frac{E_N r}{2P}. \quad (2.27)$$

Видно, что удельные минимальные затраты теплоты на процесс ректификации прямо пропорциональны критерию разделения E_N и обратно пропорциональны разделяемости смеси P . В расчете на **единицу разделения** (полное разделение) удельные минимальные затраты теплоты на ректификацию:

$$q_P = \frac{q_k^{min}}{E_N} = \frac{r}{2P}. \quad (2.28)$$

Из (2.28) следует, что чем меньше разделяемость смеси P , тем больше удельные затраты теплоты на единицу разделения при ректификации. На рис. 2.7 представлена зависимость безразмерных затрат теплоты на ректификацию от разделяемости смеси P (кривая 1).

Увеличение затрат теплоты на ректификацию при уменьшении разделяемости смеси связано, естественно, с увеличением минимального (и рабочего) флегмового числа и соответствующим ростом потока флегмы, которую необходимо испарять в кубе колонны.

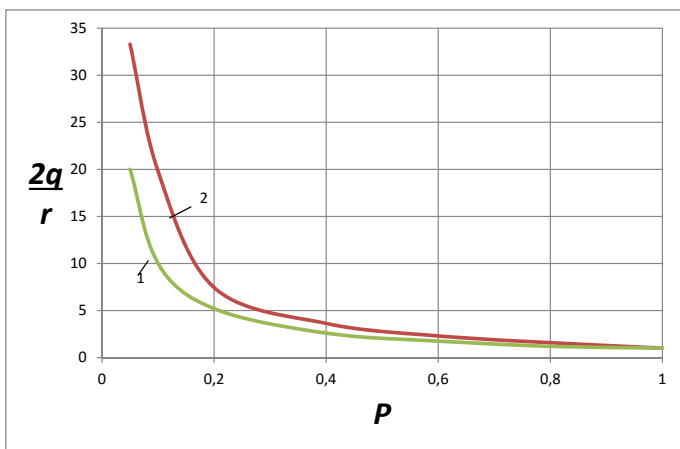


Рис. 2.7. Затраты теплоты на разделение методами ректификации (кривая 1) и непрерывной дистилляции (кривая 2)

В случае простой **непрерывной дистилляции** (однократное испарение) отсутствует какое-либо внутреннее энергосбережение: здесь затраты теплоты связаны с частичным испарением кипящей исходной смеси состава x_1 (линия 1–2 на рис. 2.8). После разделения парожидкостной смеси в сепараторе уходящий пар состава y_0 не участвует в разделительном процессе. Полная схема непрерывной дистилляции и её расчет приведены в разделе 1.3.2.

Интересно сравнить затраты теплоты на разделение идеальной бинарной смеси на продукты одинаковой чистоты методами ректификации и непрерывной дистилляции.

Ранее [34] было проведено сравнение затрат теплоты на полное разделение при непрерывной дистилляции, а именно, когда разность $y_0 - x_0$ была близка к максимальной (рис. 2.8).

Состав пара y_0 связан с составом жидкости x_0 равновесной зависимостью (2.5):

$$y_0 = \frac{(1 + P)x_0}{1 - P + 2Px_0}. \quad (2.29)$$

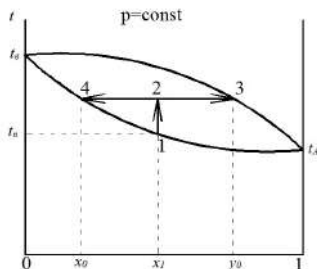


Рис. 2.8. Изображение процесса непрерывной дистилляции в диаграмме $t - x, y$.

$1-2$ — испарение исходной смеси; $2-3, 2-4$ — сепарация пара от жидкости.

Из условия симметричного разделения, когда $x_1 - x_0 = y_0 - x_1$, следует: $2x_1 = y_0 + x_0$, и при $x_1 = 0,5$ имеем $x_0 = 1 - y_0$. С учетом этого равенства уравнение (2.29) приобретает вид

$$y_0 = \frac{(1+P)(1-y_0)}{1-P+2P(1-y_0)}. \quad (2.30)$$

Решение уравнения (2.30) имеет вид

$$y_0 = \frac{P+1-\sqrt{1-P^2}}{2P}. \quad (2.31)$$

Критерий разделения E_N в этом случае:

$$E_N = y_0 - x_0 = y_0 - (1 - y_0) = 2y_0 - 1.$$

С учетом полученного выражения (2.31) для y_0 критерий разделения

$$E_N = \frac{P+1-\sqrt{1-P^2}}{P} - 1 = \frac{1-\sqrt{1-P^2}}{P}. \quad (2.32)$$

При симметричном разделении условию $x_1 - x_0 = y_0 - x_1$ в соответствии с материальным балансом следует равенство количеств получаемого пара и оставшейся жидкости. То есть необходимо испарить 0,5 кмоль/с исходной смеси и, соответственно, затратить теплоту, равную половине удельной теплоты парообразования. При этом значение критерия разделения определяется по формуле (2.32), причем при дистилляции величина E_N существенно меньше единицы. Затраты теплоты на полное разделение (на единицу разделения) методом непрерывной дистилляции составят:

$$q_d = \frac{r}{2E_N} = \frac{r}{2} \frac{P}{1 - \sqrt{1 - P^2}}. \quad (2.33)$$

Зависимость относительных затрат теплоты на дистилляцию от разделяемости P представлена линией 2 на рис.2.7.

Видно, что затраты на разделение методом ректификации всегда меньше, нежели при дистилляции. И это второе, главное, преимущество ректификации по сравнению с дистилляцией. Отметим, что определяемые по (2.33) затраты теплоты на разделение методом дистилляции являются наименьшими, так как в выбранном варианте разность $y_0 - x_0$ близка к максимальной.

При больших концентрациях одного из компонентов разделяемой смеси обогащение (разность между составами пара и жидкости) существенно меньше [35]. Жидкости состава x соответствует равновесный пар состава y_p , а обогащение

$$y_p - x = \frac{(1 + P)x}{1 - P + 2Px} - x = \frac{x + Px - x + Px - 2Px^2}{1 - P + 2Px} = \frac{2Px(1 - x)}{1 - P + 2Px}. \quad (2.34)$$

Средняя величина обогащения в рабочем диапазоне концентраций НКК в жидкости от x_0 до x_2 может быть найдена согласно теореме о среднем значении [36]:

$$(y_p - x)_{cp} = \frac{2P}{x_2 - x_0} \int_{x_0}^{x_2} \left[\frac{x}{1 - P + 2Px} - \frac{x^2}{1 - P + 2Px} \right] dx. \quad (2.35)$$

Для упрощения подынтегральных выражений обозначим

$$a = 2P,$$

$$b = 1 - P.$$

С принятыми обозначениями находим [36] выражения для обоих интегралов:

$$\begin{aligned} \int_{x_0}^{x_2} \frac{xdx}{ax + b} &= \left[\frac{x}{a} - \frac{b}{a^2} \ln|ax + b| \right]_{x_0}^{x_2} = \frac{x_2}{a} - \frac{b}{a^2} \ln(ax_2 + b) - \frac{x_0}{a} + \\ &+ \frac{b}{a^2} \ln(ax_0 + b) = \frac{x_2 - x_0}{a} - \frac{b}{a^2} \ln \frac{(ax_2 + b)}{(ax_0 + b)}. \end{aligned} \quad (2.36)$$

$$\begin{aligned}
\int_{x_0}^{x_2} \frac{x^2 dx}{ax+b} &\equiv \int_{x_0}^{x_2} \frac{x^2 dx}{X} = \left[\frac{1}{a^3} \left(\frac{1}{2} X^2 - 2bX + b^2 \ln X \right) \right]_{x_0}^{x_2} = \\
&= \frac{1}{a^3} \left[\frac{1}{2} (ax_2+b)^2 - 2b(ax_2+b) + b^2 \ln(ax_2+b) - \frac{1}{2} (ax_0+b)^2 + \right. \\
&\quad \left. + 2b(ax_0+b) - b^2 \ln(ax_0+b) \right] = \\
&= \frac{(x_2^2 - x_0^2)}{2a} - \frac{b}{a^2} (x_2 - x_0) + \frac{b^2}{a^3} \ln \frac{(ax_2+b)}{(ax_0+b)}. \quad (2.37)
\end{aligned}$$

Подставляя найденные выражения для интегралов в (2.35), получаем

$$\begin{aligned}
(y_p - x)_{cp} &= \frac{2P}{x_2 - x_0} \left[\frac{x_2 - x_0}{a} - \frac{b}{a^2} \ln \frac{(ax_2+b)}{(ax_0+b)} - \frac{(x_2^2 - x_0^2)}{2a} + \frac{b}{a^2} (x_2 - x_0) - \right. \\
&\quad \left. - \frac{b^2}{a^3} \ln \frac{(ax_2+b)}{(ax_0+b)} \right].
\end{aligned}$$

И после упрощений

$$(y_p - x)_{cp} = \frac{2P}{x_2 - x_0} \left[\frac{a+b}{a^2} (x_2 - x_0) - \frac{x_2^2 - x_0^2}{2a} - \frac{ab + b^2}{a^3} \ln \frac{(ax_2+b)}{(ax_0+b)} \right].$$

После подстановки выражений для a и b имеем

$$(y_p - x)_{cp} = \frac{1+P}{2P} - \frac{x_2 + x_0}{2} - \frac{(1+P)(1-P)}{4P^2(x_2 - x_0)} \ln \frac{2Px_2 + 1 - P}{2Px_0 + 1 - P}. \quad (2.38)$$

Формула (2.38) применима для расчета средней величины обогащения в области рабочих концентраций от x_0 до x_2 .

Количество актов испарения для получения требуемой степени разделения $(x_2 - x_0)$:

$$\frac{x_2 - x_0}{(y_p - x)_{cp}} = \frac{4P^2(x_2 - x_0)^2}{(x_2 - x_0)2P(1+P) - 2P^2(x_2^2 - x_0^2) - (1-P^2) \ln \frac{2Px_2 + 1 - P}{2Px_0 + 1 - P}}. \quad (2.39)$$

При $x_2 = 1$ и $x_0 = 0$ формула (2.38) существенно упрощается:

$$\begin{aligned}
(y_p - x)_{cp} &= \frac{1}{2P} + \frac{1}{2} - \frac{1}{2} - \frac{1-P^2}{4P^2} \ln \frac{1+P}{1-P} = \frac{1}{2P} - \frac{1-P^2}{4P^2} \ln \frac{1+P}{1-P} = \\
&= \frac{2P - (1-P^2) \ln \frac{1+P}{1-P}}{4P^2}. \quad (2.40)
\end{aligned}$$

Расчет $(y_p - x)_{cp}$ по формуле (2.40) подтвердил предположение об уменьшении величины обогащения при увеличении разности $x_2 - x_0$. Так, например, при $P = 0,5$ величина $(y_p - x)_{cp}$ при $x_2 = 1$ и

$x_0 = 0$ составляет 0,1758, в то время как максимальная разность $y_p - x$ (и соответствующий ей критерий разделения E_N) равна 0,268.

Экономия затрат теплоты при разделении методом ректификации по сравнению с непрерывной дистилляцией в соответствии с формулами (2.33) и (2.28) удобно найти в безразмерном виде (по отношению к теплоте парообразования исходной смеси):

$$\frac{\Delta q_3}{r} = \frac{q_d}{r} - \frac{q_p}{r} = \frac{P}{2(1 - \sqrt{1 - P^2})} - \frac{1}{2P}. \quad (2.41)$$

Зависимость экономии тепловых затрат при ректификации от разделяемости смеси P представлена на рис. 2.9. Видно, что она существенно возрастает при малых значениях разделяемости смеси P .

При малой разделяемости смеси закономерно увеличивается минимальное (и рабочее) флегмовое число. Найдем выражение для минимального флегмового числа при подаче исходной смеси состава x_1 в виде насыщенной жидкости по формуле (1.26) с учетом зависимости (2.5):

$$\begin{aligned} R_{min} &= \frac{x_2 - y_1^P}{y_1^P - x_1} = \frac{x_2 - \frac{(1+P)x_1}{1-P+2Px_1}}{\frac{(1+P)x_1}{1-P+2Px_1} - x_1} = \frac{x_2 - Px_2 + 2Px_1x_2 - x_1 - Px_1}{x_1 + Px_1 - x_1 + Px_1 - 2Px_1^2} = \\ &= \frac{x_2(1-P) - x_1(1+P) + 2Px_1x_2}{2Px_1(1-x_1)}. \end{aligned} \quad (2.42)$$

Для бинарной смеси состава $x_1 = 0,5$ кмоль НКК/кмоль смеси, при котором выполнено сравнение затрат теплоты при ректификации и дистилляции, выражение (2.42) упростится:

$$R_{min} = \frac{x_2 - x_2P - 0,5 - 0,5P + x_2P}{0,5P} = \frac{2x_2 - 1 - P}{P}. \quad (2.43)$$

Рассчитанная по (2.43) и приведенная на рис. 2.10 зависимость R_{min} (при принятом $x_2 = 0,98$) от P свидетельствует о симбатном характере кривых $\Delta q_3/r - P$ и $R_{min} - P$. Это подтверждает, что **внутреннее энергосбережение** при ректификации зависит от флегмового числа.

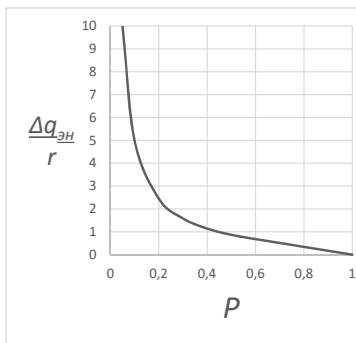


Рис. 2.9. Зависимость энергосбережения от разделяемости смеси P

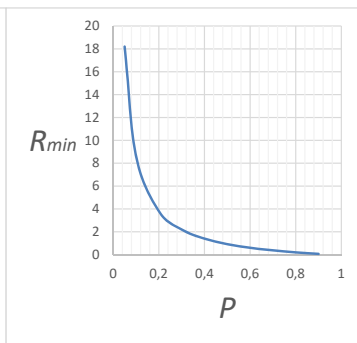


Рис. 2.10. Зависимость минимального флегмового числа R_{min} от разделяемости смеси P

А пока следует констатировать два основополагающих (и не противоречащих друг другу) положения ректификации:

- затраты теплоты на разделение методом ректификации пропорциональны флегмовому числу, которое зависит от разделяемости смеси P и чистоты получаемых продуктов;

- с увеличением флегмового числа процесс ректификации становится более энергосберегающим. Дело в том, что при малой разделяемости смеси P и высокой чистоте продуктов разделения необходимо проводить ректификацию с большим флегмовым числом. При увеличенном потоке флегмы создаются условия для повышенного внутреннего энергосбережения на тарелках ректификационных колонн [18]. Подробнее об этом изложено в главе 3.

2.4. Расчет минимального флегмового числа при ректификации бинарных смесей с различным энергетическим уровнем подаваемого в колонну питания

Умение правильно рассчитывать минимальное флегмовое число в задачах проектирования является главным фактором оптимальной организации процесса ректификации. И далее: при правильно выбранном на основании технико-экономического расчета коэффициенте избытка

флегмы σ суммарные затраты (капитальные и эксплуатационные) будут минимальными.

В научной литературе вопросу расчета минимальной флегмы уделено большое внимание [37–45]. Эта задача особенно сложна при разделении многокомпонентных смесей. Наиболее полный обзор методов расчета минимального флегмового числа при ректификации многокомпонентных смесей приведен в [37]. Там же предложен новый алгоритм расчета минимальной флегмы в ректификационных колоннах при разделении многокомпонентных как идеальных, так и неидеальных гомогенных смесей с особым фазовым равновесием: наличие азеотропов, тангенциального пинча, а также при использовании неадиабатических колонн.

Задача расчета минимального флегмового числа при ректификации бинарных смесей существенно проще. Для большинства реальных смесей при их подаче в колонну при температуре кипения оно зависит лишь от состава исходной смеси x_1 и получаемого дистиллята x_2 и рассчитывается по формуле (1.26).

При других энергетических уровнях исходной смеси точка K (см. рис. 2.11), определяющая тангенс угла наклона рабочей линии укрепляющей колонны, смещается по линии равновесия вправо — при подаче в колонну недогретой до кипения исходной смеси и влево — в случаях парожидкостной смеси, насыщенного пара и перегретого пара. Из рис. 2.11 также видно, что при увеличении доли пара Ψ в исходной смеси наблюдается рост R_{min} .

Аналитическая зависимость координат точки K и минимального флегмового числа R_{min} от величины доли пара Ψ в исходной смеси при разделении идеальных смесей найдена нами [45] путем совместного решения уравнений фазового равновесия (2.5) и тарелки питания (формула (1.42)).

2.4.1. Аналитический расчет минимального флегмового числа при разделении идеальных бинарных смесей

В общем случае при подаче в колонну исходной смеси состава x_1 концентрация x_1^i (абсцисса точек X , K , $ПЖ$, $П$, $ПП$ на рис. 2.11) может быть найдена путем совместного решения уравнений (1.42) и (2.5):

$$\frac{E}{E-1}x_1^i - \frac{x_1}{E-1} = \frac{(1+P)x_1^i}{1-P+2Px_1^i}. \quad (2.44)$$

После преобразований

$$(Ex_1^i - x_1)(1 - P + 2Px_1^i) = (1 + P)x_1^i(E - 1),$$

$$Ex_1^i - x_1 - PEx_1^i + Px_1 + 2PE(x_1^i)^2 - 2Px_1x_1^i = x_1^i(E - 1)(1 + P)$$

приходим к квадратному уравнению:

$$2PE(x_1^i)^2 + x_1^i[1 + P - 2P(E + x_1)] + x_1(P - 1) = 0. \quad (2.45)$$

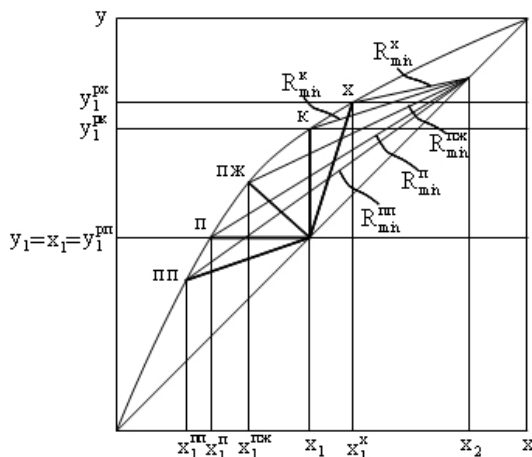


Рис. 2.11. Точки пересечения рабочих линий укрепляющей и отгонной колонн при минимальных флегмовых числах для различных состояний исходной смеси

Решением уравнения (2.45) является:

$$x_1^i = \frac{2P(E + x_1) - (1 + P) \pm \sqrt{[(1 + P) - 2P(E + x_1)]^2 + 8PE(1 - P)x_1}}{4PE}. \quad (2.46)$$

В решении (2.46) физическому смыслу ($0 < x_1^i < 1$) отвечает знак «плюс» перед радикалом, так как при $E > 0$ величина $8PE(1 - P)x_1$ положительна и числитель больше нуля, а при $E < 0$ числитель и знаменатель в (2.46) отрицательны, что опять дает положительное значение x_1^i .

Числитель выражения (2.46) обозначим

$$A = 2P(E + x_1) - (1 + P) \pm \sqrt{[(1 + P) - 2P(E + x_1)]^2 + 8PE(1 - P)x_1}.$$

Тогда получим

$$x_1^i = \frac{A}{4PE}. \quad (2.47)$$

При $E = 1$ (подача исходной смеси в колонну при температуре кипения) из (2.46) имеем:

$$\begin{aligned} x_1^k &= \frac{2P(E + x_1) - (1 + P) + \sqrt{[(1 + P) - 2P(E + x_1)]^2 + 8PE(1 - P)x_1}}{4P} = \\ &= \frac{2P + 2Px_1 - 1 - P + \sqrt{(1 + P)^2 - 4P(1 + x_1)(1 + P) + 4P^2(1 + x_1)^2 + 8Px_1 - 8P^2x_1}}{4P} = \\ &= \frac{2Px_1 + P - 1 + \sqrt{(1 + P)^2 - 4P - 4P^2 - 4Px_1 - 4P^2x_1 + 4P^2 + 8P^2x_1 + 4P^2x_1^2 + 8Px_1 - 8P^2x_1}}{4P} = \\ &= \frac{2Px_1 + P - 1 + \sqrt{1 + 2P + P^2 + 4P^2x_1^2 - 4P + 4Px_1 - 4P^2x_1}}{4P} = \\ &= \frac{2Px_1 + P - 1 + \sqrt{4P^2x_1^2 + 4Px_1(1 - P) + (1 - P)^2}}{4P} = \frac{2Px_1 + P - 1 + \sqrt{(2Px_1 + 1 - P)^2}}{4P} = \\ &= \frac{2Px_1 + P - 1 + 2Px_1 + 1 - P}{4P} = \frac{4Px_1}{4P} = x_1. \end{aligned}$$

что и требовалось доказать.

При $E = 0$ расчет x_1^{Π} по формуле (2.46) невозможен ввиду неопределенности типа $\frac{0}{0}$.

Раскроем неопределенность по правилу Лопиталя: если $f(x) = \frac{\varphi(x)}{\Psi(x)}$, то $\lim_{x \rightarrow a} f(x) = \lim_{x \rightarrow a} \frac{\varphi'(x)}{\Psi'(x)}$.

В рассматриваемом случае

$$\lim_{E \rightarrow 0} x_1^{\Pi} = \lim_{E \rightarrow 0} \frac{\varphi'(E)}{\Psi'(E)},$$

где $\varphi'(E)$ — производная числителя по аргументу E , $\Psi'(E)$ — производная знаменателя по аргументу E .

Очевидно, что $\Psi'(E) = 4P$.

Найдем производную числителя:

$$\begin{aligned} \varphi'(E) &= \frac{d}{dE} \left\{ 2P(E + x_1) - (1 + P) + \sqrt{[(1 + P) - 2P(E + x_1)]^2 + 8PE(1 - P)x_1} \right\} = \\ &= 2P + \frac{2[(1 + P) - 2P(E + x_1)](-2P) + 8Px_1(1 - P)}{2\sqrt{[(1 + P) - 2P(E + x_1)]^2 + 8PE(1 - P)}}. \end{aligned}$$

Тогда

$$\lim_{E \rightarrow 0} \frac{\varphi'(E)}{\Psi'(E)} = \frac{2P}{4P} + \frac{4Px_1(1 - P) - 2P(1 + P) + 4P^2x_1}{4P\sqrt{(1 + P - 2Px_1)^2}} =$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1}{2} + \frac{4Px_1 - 4P^2x_1 - 2P(1+P) + 4P^2x_1}{4P(1+P-2Px_1)} = \frac{1}{2} + \frac{4Px_1 - 2P(1+P)}{4P(1+P-2Px_1)} = \\
&= \frac{1}{2} + \frac{2x_1 - (1+P)}{2(1+P-2Px_1)} = \frac{1+P-2Px_1+2x_1-1-P}{2(1+P-2Px_1)} = \frac{x_1(1-P)}{1+P-2Px_1}.
\end{aligned}$$

Таким образом

$$x_1^n = \frac{x_1(1-P)}{1+P-2Px_1}. \quad (2.48)$$

Равновесный состав паровой фазы y_1^{pn} , равный $y_1 = x_1$, при подаче исходной смеси в виде пара, при оптимальном расположении тарелки питания, может быть найден также по уравнению (2.5). Действительно, получаем

$$\begin{aligned}
y_1^{pn} &= \frac{(1+P)x_1^n}{1-P+2Px_1^n} = \frac{(1+P)x_1(1-P)}{(1+P-2Px_1) \left[1-P+2P \frac{x_1(1-P)}{1+P-2Px_1} \right]} = \\
&= \frac{(1+P)x_1(1-P)}{(1-P)(1+P-2Px_1) + 2Px_1(1-P)} = \frac{(1+P)x_1(1-P)}{(1-P)(1+P)} = x_1.
\end{aligned}$$

При любом энергетическом уровне питания, согласно (2.5), равновесная концентрация НКК в паре, учитывая (2.47):

$$y_1^{pi} = \frac{(1+P) \frac{A}{4PE}}{1-P+2P \frac{A}{4PE}} = \frac{(1+P)A}{(1-P)4PE+2PA}. \quad (2.49)$$

Минимальное флегмовое число при подаче в колонну (на оптимальную тарелку питания) исходной смеси в любом состоянии:

$$\begin{aligned}
R_{min}^i &= \frac{x_2 - y_1^{pi}}{y_1^{pi} - x_1} = \frac{x_2 - \frac{(1+P)A}{(1-P)4PE+2PA}}{\frac{(1+P)A}{(1-P)4PE+2PA} - \frac{A}{4PE}} = \\
&= 4PE \frac{x_2[(1-P)4PE+2PA] - (1+P)A}{4PE(1+P)A - A[(1-P)4PE+2PA]}.
\end{aligned}$$

После преобразований знаменателя:

$$\begin{aligned}
R_{min}^i &= 4PE \frac{x_2[(1-P)4PE+2PA] - (1+P)A}{2PA(4PE-A)} = \\
&= \frac{2E}{(4PE-A)A} [4PEx_2 - 4P^2Ex_2 + 2PAx_2 - (1+P)A] = \\
&= \frac{4PEx_2(2E(1-P)+A) - 2EA(1+P)}{(4PE-A)A}.
\end{aligned}$$

Окончательно имеем:

$$R_{min}^i = \frac{4PEx_2[2E(1-P) + A] - 2EA(1+P)}{(4PE - A)A}. \quad (2.50)$$

Зависимость минимального флегмового числа R_{min}^i от энергетического уровня исходной смеси, характеризуемого величиной E , представлена на рис. 2.12.

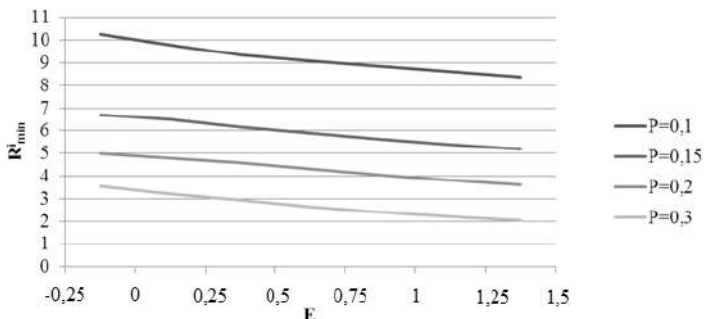


Рис. 2.12. Зависимость R_{min}^i от величины E при различных разделяемостях смеси P

2.4.2. Расчет минимального флегмового числа при ректификации некоторых реальных бинарных смесей

Для некоторых реальных бинарных смесей известные методы расчета минимальной флегмы не подходят. В работе [44] подробно рассмотрены особые случаи расчета минимального флегмового числа при ректификации бинарных смесей с возможностью возникновения пинч-режимов, когда рабочие линии укрепляющей или отгонной колонн касаются линии фазового равновесия (рис. 2.13). Для расчета минимального флегмового числа в этих случаях предложены два выражения, которые базируются на координатах точек K и P [44].

Следует отметить, что возможен и третий вариант расчета R_{min} , а именно по отрезку y_0^* , отсекаемому рабочей линией укрепляющей колонны на оси ординат:

$$y_0^* = \frac{x_2}{R_{min} + 1}. \quad (2.51)$$

Откуда следует

$$R_{min} = \frac{x_2}{y_0^*} - 1. \quad (2.52)$$

Вопрос о влиянии энергетического уровня исходной смеси на величину минимального флегмового числа для реальных бинарных смесей с возможным возникновением пинч-режимов не рассматривался. Нами [46] разработан метод расчета минимального флегмового числа для реальных бинарных смесей с возможным возникновением пинч-режимов при различном агрегатном состоянии исходной смеси. Ниже приводится вывод расчетной формулы и анализ условий её применения.

При заданных составах исходной смеси x_1 и верхнего продукта x_2 тангенс угла α_{min} рабочей линии (рис. 2.13, а) определяется выражением

$$tg\alpha_{min} = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{x_2 - y_1^p}{x_2 - x_1}. \quad (2.53)$$

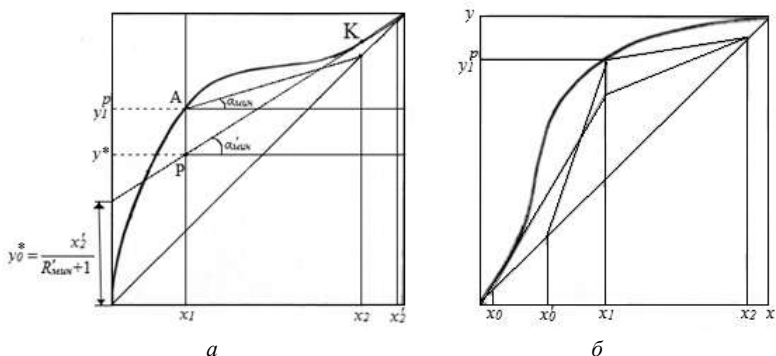


Рис. 2.13. Кривые равновесия реальных бинарных смесей с возможными пинч-режимами: а — в укрепляющей колонне, б — в отгонной колонне.

Однако для этой же реальной бинарной смеси при составе дистиллята x_2' возникает так называемый пинч-режим, когда минимальное флегмовое число должно быть существенно большим для получения заданного состава верхнего продукта. В этом случае значение R'_{min}

можно найти по значению y_0^* (рис. 2.13, а). Аналогично выражению (2.53) можно записать

$$tg\alpha'_{min} = \frac{x'_2 - y^*}{x'_2 - x_1} = \frac{R'_{min}}{R'_{min} + 1}. \quad (2.54)$$

Откуда следует

$$R'_{min} = \frac{x'_2 - y^*}{y^* - x_1}. \quad (2.55)$$

Формула (2.55) идентична приведенной в [44] и используется нами для дальнейшего анализа влияния агрегатного состояния исходной смеси на величину минимального флегмового числа.

При подаче в ректификационную колонну исходной смеси с долей пара Ψ ($0 < \Psi < 1$), в виде перегретого пара ($\Psi > 1$) или недогретой до температуры кипения («холодной») смеси ($\Psi < 0$) точки пересечения рабочих линий укрепляющей и отгонной частей колонны определяются с учетом теплового баланса тарелки питания и величины $E = 1 - \Psi$ [1, 24].

На рис. 2.14 показана точка M ($x_{пж}$, $y_{пж}^*$) пересечения рабочих линий укрепляющей и отгонной части колонны для случая $0 < E < 1$ (парожидкостная смесь) при возникновении пинч-режима в укрепляющей части колонны.

Видно, что тангенс угла наклона $\alpha_{min}^{пж}$ в этом случае такой же, как и при подаче кипящей жидкости ($\alpha_{min}^к$). А это значит, что и минимальные флегмовые числа одинаковые:

$$R_{min}^{пж} = R_{min}^к = R_{min}^x = R_{min}^{пп}. \quad (2.56)$$

Равенства (2.56) показывают, что минимальное флегмовое число не зависит от агрегатного состояния исходной смеси до тех пор, пока точка пересечения линии тарелки питания с касательной лежит ниже линии равновесия. Суммарные затраты теплоты (в подогревателе исходной смеси и в кипятильнике) в этом случае остаются неизменными при изменении энергетического уровня подаваемой в колонну исходной смеси (см. раздел 2.5.1).

бочих линий укрепляющей и отгонной частей колонны при минимальном флегмовом числе для различных агрегатных состояний исходной смеси находится как точка пересечения касательной из точки с абсциссой x_0 к кривой равновесия и линии тарелки питания, характеризующей величиной E .

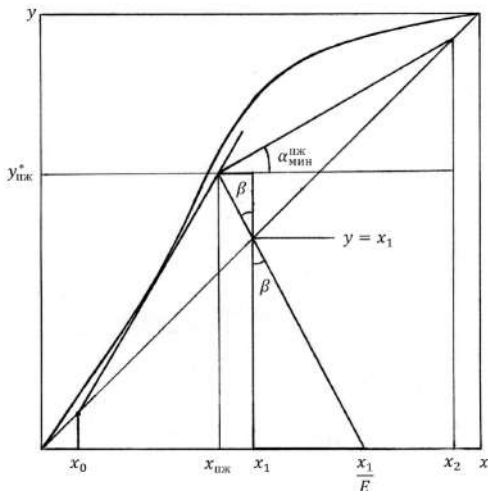


Рис. 2.15. К выводу формулы (2.61)

На рис. 2.15 показано нахождение этой точки пересечения для случая $0 < E < 1$. Координаты этой точки $x_{пж}$, $y_{пж}^*$. Как и ранее, согласно (2.53):

$$\operatorname{tg} \alpha_{\min}^{\text{пж}} = \frac{x_2 - y_{пж}^*}{x_2 - x_{пж}} = \frac{R_{\min}^{\text{пж}}}{R_{\min}^{\text{пж}} + 1}. \quad (2.58)$$

Для нахождения связи $y_{пж}^*$ с $x_{пж}$ при различных значениях E запишем выражение для тангенса угла β в нижнем и верхнем прямоугольных треугольниках:

$$\operatorname{tg} \beta = \frac{\frac{x_1}{E} - x_1}{x_1} = \frac{1}{E} - 1 = \frac{1 - E}{E},$$

$$\operatorname{tg} \beta = \frac{x_1 - x_{\text{пж}}}{y_{\text{пж}}^* - x_1}.$$

Следовательно,

$$\frac{1 - E}{E} = \frac{x_1 - x_{\text{пж}}}{y_{\text{пж}}^* - x_1}. \quad (2.59)$$

После преобразований

$$(1 - E)(y_{\text{пж}}^* - x_1) = E(x_1 - x_{\text{пж}}),$$

$$y_{\text{пж}}^* - E y_{\text{пж}}^* - x_1 + E x_1 = E x_1 - E x_{\text{пж}}.$$

получаем

$$x_{\text{пж}} = \frac{x_1 + y_{\text{пж}}^*(E + 1)}{E}. \quad (2.60)$$

Аналогично формуле (2.57) имеем:

$$R_{\text{мин}}^{\text{пж}} = \frac{x_2 - y_{\text{пж}}^*}{y_{\text{пж}}^* - x_{\text{пж}}} = \frac{x_2 - y_{\text{пж}}^*}{y_{\text{пж}}^* - \frac{x_1 + y_{\text{пж}}^*(E + 1)}{E}} = E \frac{x_2 - y_{\text{пж}}^*}{y_{\text{пж}}^* - x_1}. \quad (2.61)$$

Для любого энергетического уровня исходной смеси формула (2.61) запишется в виде

$$R_{\text{мин}}^i = E \frac{x_2 - y_i^*}{y_i^* - x_1}, \quad (2.62)$$

где под индексом i : х, к, пж, п, пп подразумеваются, соответственно, холодная смесь, кипящая жидкость, парожидкостная смесь, пар, перегретый пар.

Таким образом, для расчета минимального флегмового числа $R_{\text{мин}}^i$ необходимо:

- провести касательную к линии равновесия из точки на диагонали с абсциссой x_0 ;
- при известном составе исходной смеси x_1 и значении E , характеризующем её энергетический уровень, провести линию тарелки питания;
- найти ординату y_i^* точки пересечения этих линий;
- рассчитать $R_{\text{мин}}^i$ по формуле (2.62).

С целью выявления зависимости $R_{\text{мин}}^i$ от энергетического уровня исходной смеси E и проверки корректности формулы (2.62) были проведены проверочные расчеты $R_{\text{мин}}^i$ через отрезок $y_0^* = \frac{x_2}{R_{\text{мин}} + 1}$, отсекаемый на оси ординат.

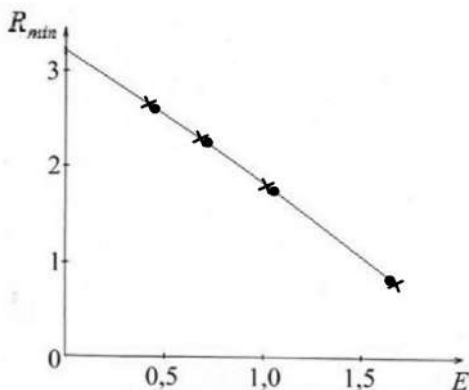


Рис. 2.16. Зависимость минимального флегмового числа R_{min} от энергетического уровня исходной смеси при возможности пинч-режима в отгонной части колонны.

(\times — расчет по формуле (2.62), \bullet — расчет по отрезку y^*).

На рисунке 2.16 видно практически полное совпадение значений минимального флегмового числа по двум способам расчета, что доказывает корректность формулы (2.62).

Для бинарных смесей с возможностью пинч-режимов в обеих частях колонны (рис. 2.17) необходимо ориентироваться на ту касательную, точка пересечения с которой дает большее значение минимального флегмового числа. Так, на рисунке 2.17 видно, что при подаче в колонну кипящей жидкости ($E = 1$) большее значение R_{min} определяется верхней касательной. Это справедливо для случаев недогретой до кипения исходной смеси и при небольшой доле пара Ψ . При некотором предельном значении $\Psi_{пр}$ и соответствующем $E_{пр} = 1 - \Psi_{пр}$ при прохождении линии тарелки питания через точку пересечения касательных правомерны оба расчета. При $E < E_{пр}$ для расчета R_{min} необходимо использовать формулу (2.62).

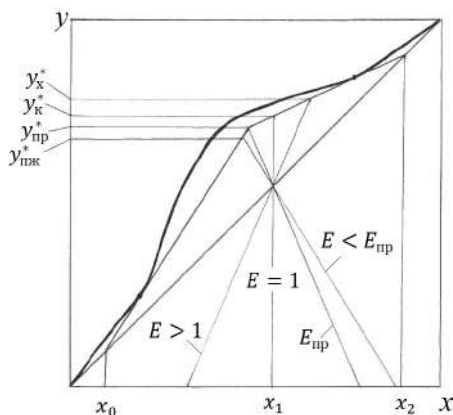


Рис. 2.17. К расчету минимального флегмового числа при наличии двух пинч-режимов

2.4.3. О связи парового и флегмового чисел в процессах ректификации

При разделении жидких смесей методом ректификации качество получаемых продуктов зависит от размеров колонны и затрат теплоты на процесс. Оптимальный вариант ведения процесса соответствует минимальным суммарным приведенным затратам, учитывающим все расходы на осуществление процесса.

Различают проектный расчет ректификационной колонны (когда требуется определить размеры колонны и режимные характеристики процесса) при заданной степени разделения исходной смеси, поверочный (при известных размерах колонны и характеристиках процесса определяют качество получаемых продуктов разделения) и проектно-поверочный.

Вопрос определения числа независимых переменных (числа степеней свободы) химико-технологических объектов, в том числе ректификационных колонн непрерывного действия, рассмотрен достаточно подробно [47–51]. В работе [51] показано, что число степеней свободы инвариантно относительно метода расчета процесса ректификации (проектного, поверочного или проектно-поверочного). Для колонны

с одним потоком питания, полным конденсатором, парциальным кипятильником и делителем флегмы число степеней свободы равно [49]:

$$N = n + 2m + 9, \quad (2.63)$$

где n — число компонентов разделяемой смеси, m — общее число ступеней разделения.

В случае ректификации бинарной смеси ($n = 2$) в адиабатных условиях и допущения незначительного перепада давления в колонне, т. е. принимая теплотери и перепад давления на каждой из m тарелок равными нулю (при этом пренебрегаем влиянием давления на равновесие разделяемой системы; при гидравлическом расчете колонны и расчете теплообменников перепад давления в колонне, естественно, должен учитываться), получаем

$$N = 2 + 9 = 11. \quad (2.64)$$

Считая давления в конденсаторе и в кипятильнике равными давлению в колонне, имеем $N = 11 - 2 = 9$.

При равенстве давлений исходной смеси и на тарелке питания, и в случае подачи флегмы при температуре ее кипения $N = 9 - 2 = 7$.

Исходная бинарная смесь характеризуется следующими 4 величинами: поток L_1 кмоль/с, состав исходной смеси x_1 , температура и давление. Тогда число независимых переменных сокращается до трех.

При заданных составах верхнего (x_2) и нижнего (x_0) продуктов (их потоки определяются из материальных балансов) остается одна независимая переменная (одна степень свободы) — это флегмовое число R .

Таким образом, при сформулированной проектной задаче расчета процесса ректификации и необходимое число теоретических тарелок (и реальных тоже, с учетом их КПД), и затраты теплоты в кипятильнике (и хладагента — в конденсаторе) зависят лишь от величины флегмового числа.

Введённое в ряде учебников и научных работах [2, 24, 33, 52] понятие парового числа θ , равного отношению потока пара V в колонне к потоку отводимого кубового остатка L_0 , не является независи-

мой характеристикой процесса ректификации. Величина θ непосредственно зависит от флегмового числа R . Найдём эти зависимости при различных агрегатных состояниях исходной смеси.

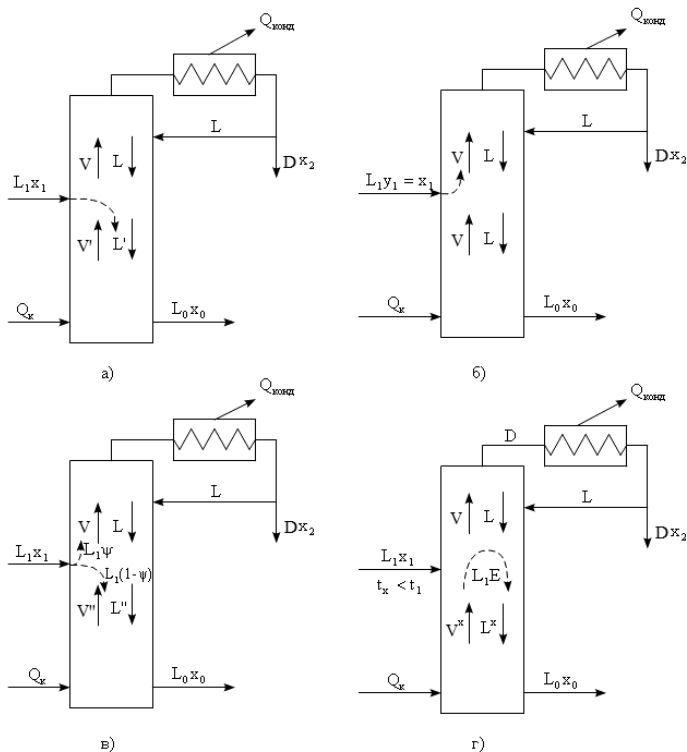


Рис. 2.18. Внутренние потоки в колонне при различных агрегатных состояниях исходной смеси: а — кипящая жидкость, б — насыщенный пар, в — парожидкостная смесь, г — «холодная» смесь.

В простейшем случае (при подаче в колонну жидкости в насыщенном состоянии, т. е. при температуре кипения) внешние (L_1 , L_0 , D) и внутренние потоки жидкости (L , L') и пара V в колонне (рис. 2.18, а) связаны соотношениями:

$$D = L_1 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}, \quad (1.14), (2.65)$$

$$L_0 = L_1 \frac{x_2 - x_1}{x_2 - x_0}, \quad (1.15), (2.66)$$

$$L = RD, \quad (2.67)$$

$$V = (R + 1)D, \quad (2.68)$$

$$L' = L + L_1. \quad (2.69)$$

Паровое число θ в этом случае с учетом (2.65) и (2.66) связано с флегмовым R следующим отношением:

$$\theta = \frac{V}{L_0} = \frac{D(R + 1)}{L_0} = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} (R + 1). \quad (2.70)$$

При питании колонны насыщенным паром с концентрацией НКК $x_1 = y_1$ соотношения (2.65)–(2.68) справедливы, а жидкостной поток по всей колонне остается неизменным (при равных или близких теплотах испарения компонентов смеси). Паровой поток V' в отгонной колонне (рис. 2.18, б) меньше парового потока в укрепляющей колонне $V = D(R + 1)$ на величину L_1 :

$$V' = V - L_1 = D(R + 1) - L_1.$$

Следует отметить, что уровень подачи пара в колонну всегда ниже, нежели при подаче жидкости, а флегмовое число, как правило, больше при подаче пара, так как минимальное флегмовое число в этом случае больше, чем при подаче жидкости. Сравнительный анализ затрат теплоты — отдельная задача. Она подробно рассмотрена ниже в разделе (2.5).

Паровое число в отгонной колонне при подаче исходной смеси в виде пара:

$$\theta = \frac{V'}{L_0} = \frac{D(R + 1) - L_1}{L_0} = \frac{DR + D - L_1}{L_0}. \quad (2.71)$$

Учитывая, что $L_0 = L_1 - D$

$$\theta = \frac{D}{L_0} R - 1. \quad (2.72)$$

С учетом уравнений (2.65) и (2.66) получаем

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R - 1. \quad (2.73)$$

В общем случае (при питании колонны парожидкостной смесью с массовой долей пара Ψ) паровой поток V'' в отгонной колонне (рис. 2.18, в) меньше, чем в укрепляющей на величину $L_1\Psi$:

$$V'' = V - L_1\Psi,$$

и паровое число θ зависит от флегмового числа R следующим образом:

$$\theta = \frac{V - L_1 \Psi}{L_0} = \frac{D(R + 1)}{L_0} - \frac{L_1 \Psi}{L_0}. \quad (2.74)$$

С учётом соотношений (2.65) и (2.66) получаем:

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} (R + 1) - \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1} \Psi. \quad (2.75)$$

Естественно, что при $\Psi = 0$ (кипящая жидкость) формула (2.75) обращается в формулу (2.70).

При $\Psi = 1$ она обращается в (2.73). В самом деле, тогда паровое число:

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} (R + 1) - \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1} = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R + \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} - \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1} = \\ &= \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R + \frac{x_1 - x_0 - x_2 + x_0}{x_2 - x_1} \end{aligned}$$

или

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R - 1. \quad (2.73)$$

При питании колонны «холодной» исходной смесью (ее температура t_x меньше температуры кипения этой смеси t_1) к потоку флегмы L в укрепляющей колонне на тарелке питания добавляется жидкостной поток $L_1 E$ (рис. 2.18, з), где $E = 1 + \frac{r}{c(t_1 - t_x)}$, c — теплоемкость исходной смеси, r — теплота парообразования (подробнее об этом в разд. 1.4.2.3). Очевидно, что для холодной смеси $E > 1$. При этом полный жидкостной поток в отгонной колонне L_x равен сумме $L + L_1 E$, а паровой поток в отгонной — V_x , должен быть больше V (в укрепляющей колонне) на величину $(E - 1)L_1$, необходимую для подогрева исходной смеси до температуры кипения, т. е.

$$V_x = V + (E - 1)L_1. \quad (2.76)$$

Паровое число в отгонной части колонны в этом случае:

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{V_x}{L_0} = \frac{V + (E - 1)L_1}{L_0} = \frac{D(R + 1) + (E - 1)L_1}{L_0} = \frac{D(R + 1)}{L_0} + \frac{(E - 1)L_1}{L_0} = \\ &= \frac{D}{L_0} (R + 1) + \frac{L_1}{L_0} (E - 1). \end{aligned} \quad (2.77)$$

С учетом соотношений (2.65) и (2.66) получаем

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1}(R + 1) + \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1}(E - 1). \quad (2.78)$$

Так как величина E для парожидкостной исходной смеси равна $1 - \Psi$, то очевидно, что $\Psi = 1 - E$, и формула (2.78) переходит в (2.75) (и наоборот).

В заключение отметим, что выбор состояния исходной смеси является дополнительной степенью свободы. При фиксированных требованиях к качеству получаемых продуктов и состоянию исходной смеси единственным параметром, определяющим процесс ректификации (затраты теплоты в кипятильнике колонны, холода в конденсаторе, размеры и стоимость колонны и др.), является флегмовое число.

2.5. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на затраты теплоты при ректификации

Частичный анализ влияния агрегатного состояния исходной смеси на затраты теплоты при ректификации приведен в разделе 1.4.2.3. Здесь будет дан более глубокий анализ влияния энергетического уровня исходной смеси на затраты теплоты.

Сначала будут проанализированы минимальные суммарные затраты теплоты при ректификации по традиционной схеме (рис. 1.14), в которой исходную смесь перед подачей в колонну нагревают, как правило, до температуры кипения в подогревателе. Под суммарными затратами понимают затраты теплоты в кипятильнике и в подогревателе. Далее (в разделе 2.5.2) будут сравнены только затраты теплоты в кипятильнике при различных энергетических уровнях исходной смеси на входе в колонну и реальных флегмовых числах. Наконец, в разделе 2.5.3 будут найдены условия работы ректификационной колонны, при которых с целью уменьшения затрат теплоты в кипятильнике исходную смесь в парожидкостном (паровом) состоянии перед подачей её в колонну целесообразно сконденсировать.

2.5.1. Сравнение суммарных минимальных затрат теплоты на ректификацию при различных энергетических уровнях исходной смеси на входе в колонну

Сравнительный анализ энергозатрат на процесс ректификации бинарной смеси с начальной температурой t_x при различных энергетических уровнях исходной смеси на входе в колонну удобно провести [45] при допущении равенства энтальпий кипящих исходной смеси и уходящих потоков (разд. 1.4.2.2):

$$L_1 c_1 t_1 = L_0 c_0 t_0 + D c_2 t_2, \quad (2.79)$$

где D — поток дистиллята.

Тогда при подаче исходной смеси при температуре кипения t_1 подвод теплоты в кипяtilьнике колонны Q_K^K равен отводу теплоты в конденсаторе $Q_{\text{конд}}$ и, следовательно,

$$Q_K^K = D(\sigma R_{\min}^K + 1)r_2. \quad (2.80)$$

С учетом затрат теплоты в подогревателе на нагревание исходной смеси от температуры t_x до t_1 :

$$Q_{\text{под}}^K = L_1 c_1 (t_1 - t_x).$$

суммарные затраты теплоты равны:

$$Q_{\Sigma}^K = Q_K^K + Q_{\text{под}}^K = D(\sigma R_{\min}^K + 1)r_2 + L_1 c_1 (t_1 - t_x). \quad (2.81)$$

При питании колонны «холодной» смесью (при температуре t_x) в кипяtilьнике колонны затрачивается больше теплоты на величину нагрева исходной смеси от t_x до t_1 :

$$Q_K^x = D(\sigma R_{\min}^x + 1)r_2 + L_1 c_1 (t_1 - t_x). \quad (2.82)$$

Поскольку подогреватель в этом случае отсутствует, то суммарный расход $Q_{\Sigma}^x = Q_K^x$.

Сравнивая (2.81) и (2.82), видно, что суммарные затраты теплоты при подаче в колонну «холодной» исходной смеси меньше, чем при подаче кипящей, так как всегда $R_{\min}^x < R_{\min}^K$ (разд. 2.4.1).

При подаче исходной смеси в виде насыщенного пара ($E = 0$) затраты теплоты в кипяtilьнике ректификационной колонны станут меньше на величину $L_1 r_1$:

$$Q_K^n = D(\sigma R_{\min}^n + 1)r_2 - L_1 r_1. \quad (2.83)$$

Вместе с тем затраты теплоты в подогревателе исходной смеси возрастут на ту же самую величину $L_1 r_1$. Так что суммарные затраты составят

$$Q_{\Sigma}^n = Q_K^n + Q_{\text{под}}^n = D(\sigma R_{\min}^n + 1)r_2 - L_1 r_1 + L_1 c_1(t_1 - t_x) + L_1 r_1$$

или:

$$Q_{\Sigma}^n = Q_K^n + Q_{\text{под}}^n = D(\sigma R_{\min}^n + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x). \quad (2.84)$$

Поскольку $R_{\min}^n > R_{\min}^k$, то из (2.81) и (2.84) следует, что при одинаковых коэффициентах избытка флегмы $Q_{\Sigma}^n > Q_K^k$. Более подробное сравнение затрат теплоты в этом случае при различных ситуациях приведено в [53].

Сравнение формул (2.81), (2.82) и (2.84) позволяет получить общую формулу для расчета суммарных затрат при различных состояниях исходной смеси (в том числе и в случае питания колонны парожидкостной смесью и перегретым паром):

$$Q_{\Sigma}^i = D(\sigma R_{\min}^i + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x). \quad (2.85)$$

При этом очевидны неравенства:

$$Q_{\Sigma}^{\text{пп}} > Q_{\Sigma}^n > Q_{\Sigma}^{\text{пж}} > Q_K^k > Q_{\Sigma}^x.$$

Наименьшие суммарные затраты в случае «холодной» смеси в дальнейшем объясняются **повышенными** затратами теплоты в кипятильнике и **увеличенным паровым** потоком в отгонной колонне. При этом **внутреннее энергосбережение** в процессе ректификации увеличивается именно за счёт большего потока многократно работающего пара на тарелках ректификационной колонны. Теоретический анализ **внутреннего энергосбережения** подробно изложен в главе 3.

Таблица 2.7. Затраты теплоты при ректификации с R_{\min}

Энергетический уровень исходной смеси	Затраты теплоты в кипятильнике Q_K	Затраты теплоты в подогревателе $Q_{\text{под}}$	Суммарные затраты $Q_{\Sigma} = Q_K + Q_{\text{под}}$
Холодная смесь (при t_x)	$D(R_{\min}^x + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x)$	0	$D(R_{\min}^x + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x)$
Кипящая смесь (при t_1)	$D(R_{\min}^k + 1)r_2$	$L_1 c_1(t_1 - t_x)$	$D(R_{\min}^k + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x)$
Парожидкостная смесь	$D(R_{\min}^{\text{пж}} + 1)r_2 - L_1 \psi r_1$	$L_1 c_1(t_1 - t_x) + L_1 \psi r_1$	$D(R_{\min}^{\text{пж}} + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x)$
Насыщенный пар	$D(R_{\min}^n + 1)r_2 - L_1 r_1$	$L_1 c_1(t_1 - t_x) + L_1 r_1$	$D(R_{\min}^n + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x)$

Очевидны следующие соотношения затрат теплоты в кипятильниках и подогревателях, а также суммарных затрат:

$$Q_K^x > Q_K^k > Q_K^{пж} > Q_K^п,$$

$$Q_{под}^x < Q_{под}^k < Q_{под}^{пж} < Q_{под}^п,$$

$$Q_{\Sigma}^x < Q_{\Sigma}^k < Q_{\Sigma}^{пж} < Q_{\Sigma}^п.$$

Связано это с тем, что при одинаковых выражениях для расчета суммарных затрат теплоты значения минимальных флегмовых чисел в зависимости от энергетического уровня исходной смеси находятся в ряду

$$R_{min}^x < R_{min}^k < R_{min}^{пж} < R_{min}^п.$$

Это хорошо прослеживается на рис. 2.11 и 2.12.

2.5.2. О целесообразности предварительной конденсации исходной парожидкостной смеси (насыщенного пара, перегретого пара) перед подачей её в ректификационную колонну

В предыдущем разделе (2.5.1) было проведено сравнение **минимальных суммарных** затрат теплоты (в кипятильнике и подогревателе исходной смеси) на процесс ректификации. Самым энергозатратным оказался вариант ректификации с предварительным подогревом и испарением исходной смеси в подогревателе, а наименее энергоемким при подаче исходной смеси в колонну без использования предварительного подогревателя.

Здесь будет рассмотрен вопрос о затратах теплоты **только в кипятильнике** ректификационной колонны на примере разделения бинарной смеси с реальным флегмовым числом $R = \sigma R_{min}$. По этому вопросу в научной литературе [5, 33] велась довольно жаркая дискуссия. Речь идет о возможном получении, например, в химическом реакторе парожидкостной (паровой) смеси двух компонентов и целесообразности её предварительной конденсации перед подачей в колонну с целью уменьшения затрат теплоты в кипятильнике. Следует отметить, что выделяемая при конденсации теплота может быть утилизирована и тем самым увеличен суммарный энергосберегающий эффект при таком варианте организации ректификации.

На первый взгляд, ответ кажется простым: конденсация нецелесообразна, так как больший подвод теплоты с исходной смесью в виде

пара должен привести к меньшим затратам теплоты в кипятильнике. Однако, как будет показано ниже, это действительно так только при малых коэффициентах избытка флегмы σ . При некоторых значениях $\sigma > \sigma_{\text{гр}}$ дополнительный (по сравнению с жидкостью) подвод теплоты с исходной смесью в виде пара оказывается меньше дополнительных затрат теплоты в кипятильнике, связанных с увеличенным потоком флегмы из-за большего минимального (и рабочего, естественно) флегмового числа при паровом питании колонны. Подробно вопрос о граничном значении $\sigma_{\text{гр}}$ рассмотрен ниже (разд. 2.5.3).

При подаче исходной смеси в виде кипящей жидкости тепловой баланс ректификационной установки (рис. 2.19) записывается:

$$Q_K^K + L_1 c_1 t_1 - Q_{\text{конд}} - L_0 c_0 t_0 - D c_2 t_2 = 0. \quad (1.38), (2.86)$$

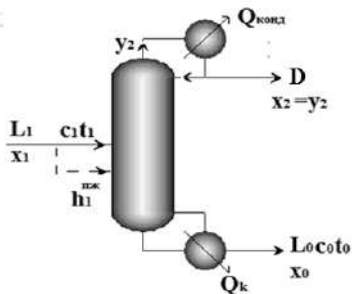


Рис. 2.19. К тепловому балансу ректификационной колонны

При подаче парожидкостной смеси имеем

$$Q_K^{\text{пж}} + L_1 h_1^{\text{пж}} - Q_{\text{конд}} - L_0 c_0 t_0 - D c_2 t_2 = 0. \quad (2.87)$$

Удельная энтальпия парожидкостной смеси $h_1^{\text{пж}}$ больше удельной энтальпии кипящей исходной смеси $i_1 = c_1 t_1$ на величину произведения скрытой теплоты парообразования r_1 на долю пара Ψ :

$$h_1^{\text{пж}} = c_1 t_1 + r_1 \Psi. \quad (2.88)$$

Тепловой поток в кипятильнике при подаче исходной смеси в парожидкостном состоянии находим из (2.87) с учетом

($L_1 c_1 t_1 = L_0 c_0 t_0 + D c_2 t_2$) и (2.88):

$$Q_K^{\text{пж}} = Q_{\text{конд}} - L_1 r_1 \Psi. \quad (2.89)$$

Тепловой поток в конденсаторе $Q_{\text{конд}}$ зависит от флегмового числа R и верхнего продуктового потока D :

$$Q_{\text{конд}} = D(R + 1)r_2.$$

При заданной степени разделения (x_1, x_2, x_0) продуктовый поток D связан с потоком исходной смеси L_1 соотношением (1.14):

$$D = L_1 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}.$$

Рабочее флегмовое число $R = \sigma R_{\min}$.

Минимальное флегмовое число зависит от агрегатного состояния исходной смеси (рис. 2.20).

При подаче в колонну кипящей исходной смеси

$$\operatorname{tg} \alpha_{\kappa} = \frac{R_{\min}^{\kappa}}{R_{\min}^{\kappa} + 1} = \frac{x_2 - y_1^{\kappa}}{y_1^{\kappa} - x_1^{\kappa}}. \quad (2.90)$$

В случае питания колонны парожидкостной смесью

$$\operatorname{tg} \alpha_{\text{пж}} = \frac{x_2 - y_1^{\text{пж}}}{x_2 - x_1^{\text{пж}}}. \quad (2.91)$$

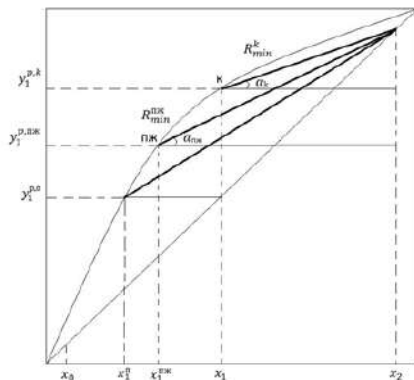


Рис. 2.20. К расчету минимальных флегмовых чисел

Для идеальной бинарной смеси состава x_1 и разделяемости P равновесная концентрация НКК в паре определяется согласно выражению (2.5):

$$y_1^{\text{п}} = \frac{(1+P)x_1}{1-P+2Px_1}.$$

В случае подачи парожидкостной смеси

$$y_1^{p,пж} = \frac{(1+P)x_1^{пж}}{1-P+2Px_1^{пж}}. \quad (2.92)$$

Соответствующая составу пара $y_1^{p,пж}$ равновесная концентрация НКК в жидкости $x_1^{пж}$ зависит от доли пара Ψ в исходной смеси и находится по формуле (2.46):

$$x_1^{пж} = \frac{2P(E+x_1) - (1+P) \pm \sqrt{[(1+P) - 2P(E+x_1)]^2 + 8PE(1-P)x_1}}{4PE}, \quad (2.93)$$

где $E = 1 - \Psi$.

Обозначив числитель выражения (2.93) буквой A , получим (2.47) применительно к парожидкостному состоянию исходной смеси:

$$x_1^{пж} = \frac{A}{4PE}.$$

При разделении бинарной смеси минимальное флегмовое число в случае питания колонны кипящей жидкостью может быть рассчитано:

$$R_{min}^к = \frac{x_2 - y_1^{p,к}}{y_1^{p,к} - x_1^к}.$$

Используя равновесную зависимость (2.5), после сокращений и преобразований получаем

$$R_{min}^к = \frac{x_2(1-P) - x_1(1+P) + 2Px_1x_2}{2Px_1(1-x_1)}. \quad (2.94)$$

Согласно выражению (2.50) минимальное флегмовое число при питании колонны парожидкостной смесью равно

$$R_{min}^{пж} = \frac{4PEx_2[2E(1-P) + A] - 2EA(1+P)}{(4PE - A)A}. \quad (2.95)$$

Тепловые потоки в кубе ректификационной колонны составляют:

– при питании колонны парожидкостной смесью в соответствии с формулой (2.89):

$$Q_к^{пж} = D(\sigma R_{min}^{пж} + 1)r_2 - L_1r_1\Psi.$$

– при питании колонны нагретой до кипения жидкостью:

$$Q_к^к = D(\sigma R_{min}^к + 1)r_2.$$

С целью упрощения анализа:

– примем близкими мольные теплоты парообразования компонентов, так, что можно считать $r_1 = r_2 = r$;

– будем оперировать удельными расходами теплоты (отнесенными к 1 кмоль исходной смеси).

Тогда очевидно

$$q_{\kappa}^{\text{пж}} = \frac{Q_{\kappa}^{\text{пж}}}{L_1} = \frac{D}{L_1} (\sigma R_{\min}^{\text{пж}} + 1) r - \psi r, \quad (2.96)$$

$$q_{\kappa}^{\kappa} = \frac{Q_{\kappa}^{\kappa}}{L_1} = \frac{D}{L_1} (\sigma R_{\min}^{\kappa} + 1) r. \quad (2.97)$$

Разделив (2.96) на (2.97), после сокращения на r и преобразований получаем

$$\frac{q_{\kappa}^{\text{пж}}}{q_{\kappa}^{\kappa}} = \frac{\sigma R_{\min}^{\text{пж}} + 1 - \psi \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0}}{\sigma R_{\min}^{\kappa} + 1}. \quad (2.98)$$

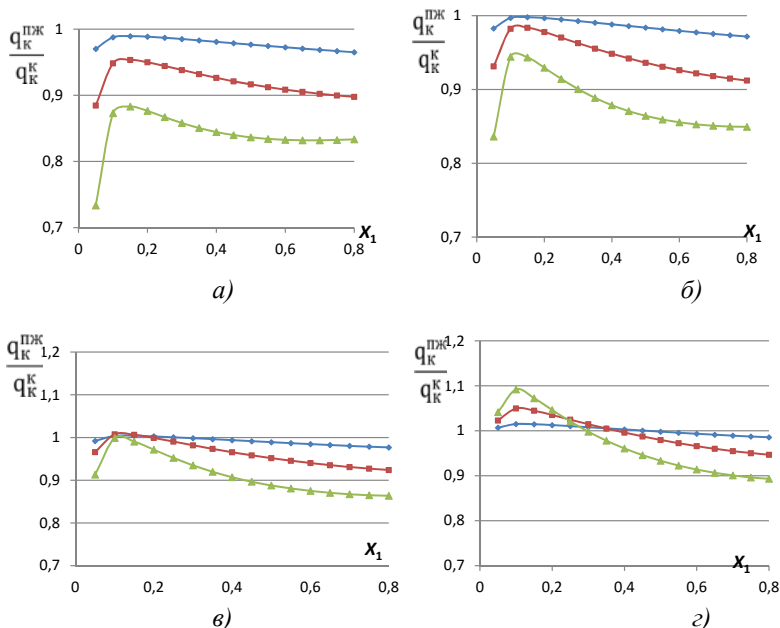


Рис. 2.21. Отношение удельных затрат теплоты в кипятильнике при питании колонны парожидкостной смесью и кипящей жидкостью.

Доля пара в исходной смеси $\Psi = 0,25$; коэффициент избытка флегмы:

$a - \sigma = 1,1$; $б - \sigma = 1,3$; $в - \sigma = 1,5$; $г - \sigma = 2$.

В зависимости от разделяемости смеси P , доли пара Ψ , требуемой чистоты продуктов разделения (x_2 , x_0) и коэффициента избытка флегмы σ отношение $\frac{q_{\text{к}}^{\text{пж}}}{q_{\text{к}}^{\text{к}}}$ может быть больше, меньше или равно 1 [54]. Это наглядно продемонстрировано на рис. 2.21–2.23 (принято: $x_2 = 0,98$, $x_0 = 0,02$).

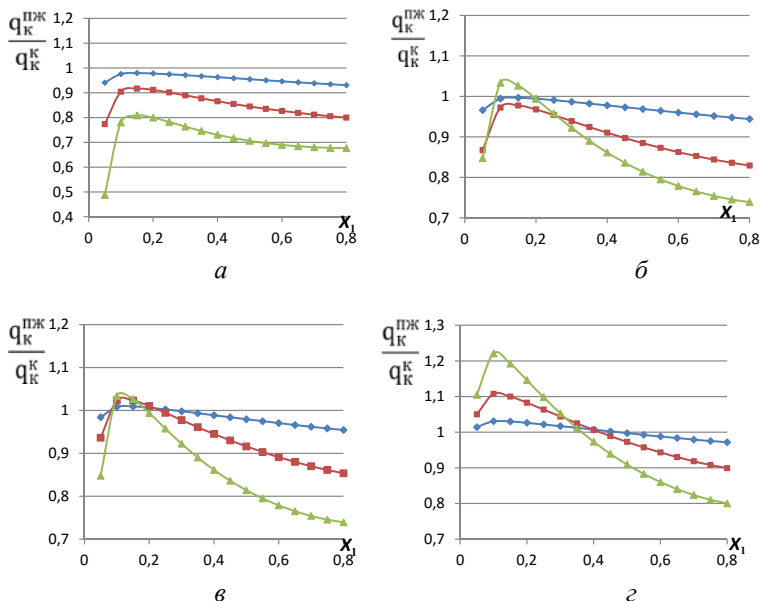


Рис. 2.22. Отношение удельных затрат теплоты в кипятильнике при питании колонны парожидкостной смесью и кипящей жидкостью.

Доля пара в исходной смеси $\Psi = 0,5$;

коэффициент избытка флегмы: *a* — $\sigma = 1,1$; *б* — $\sigma = 1,3$; *в* — $\sigma = 1,5$;
г — $\sigma = 2$.

Из рис. 2.21–2.23 видно, что при малых значениях коэффициента избытка флегмы σ любое количество пара, подведенное в колонну с исходной смесью, приводит к тому, что расход теплоты в кубе становится меньше.

Также из рисунков видно, что отношение $q_{\text{К}}^{\text{пж}}/q_{\text{К}}^{\text{ж}}$ может быть больше 1 (но только в случае больших коэффициентов избытка флегмы σ).

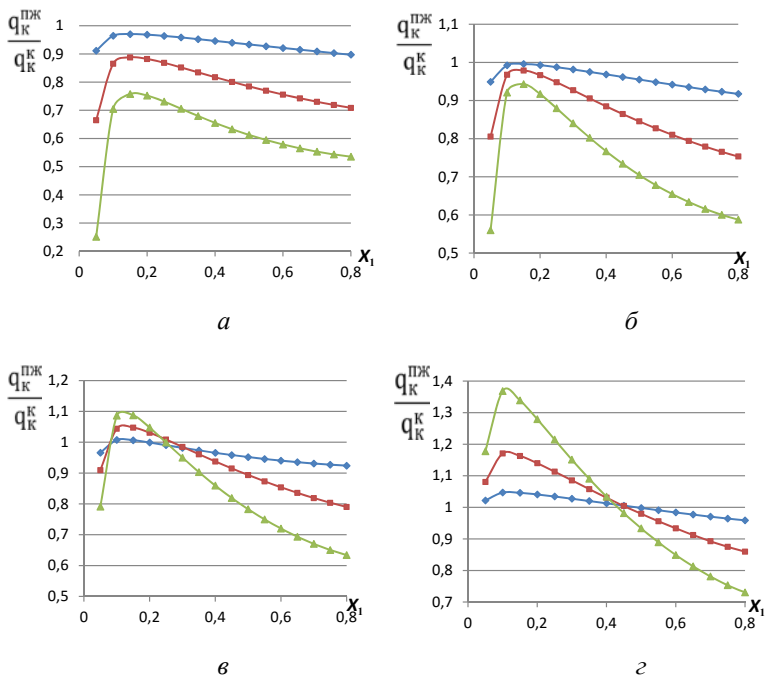


Рис. 2.23. Отношение удельных затрат теплоты в кипятильнике при питании колонны парожидкостной смесью и кипящей жидкостью.

Доля пара в исходной смеси $\Psi = 0,75$; коэффициент избытка флегмы:

a — $\sigma = 1,1$; $б$ — $\sigma = 1,3$; $в$ — $\sigma = 1,5$; $г$ — $\sigma = 2$.

В частном случае при $\sigma = 1$ сравним [54] минимальные затраты теплот в кубе колонны:

$$\frac{q_{\text{К}}^{\text{пж}}}{q_{\text{К}}^{\text{ж}}} = \frac{R_{\text{min}}^{\text{пж}} + 1 - \psi \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0}}{R_{\text{min}}^{\text{ж}} + 1}. \quad (2.99)$$

Из (2.98) следует, что $q_{\kappa}^{\text{пж}}/q_{\kappa}^{\text{ж}} > 1$ при

$$R_{\min}^{\text{пж}} - R_{\min}^{\kappa} > \psi \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0}.$$

При заданных концентрациях x_1 и x_2 можно найти граничное значение $x_0^{\text{гр}}$, приняв правую и левую части неравенства

$$x_0^{\text{гр}} = \frac{\psi x_2 + x_1 (R_{\min}^{\text{пж}} - R_{\min}^{\kappa})}{\psi - R_{\min}^{\text{пж}} + R_{\min}^{\kappa}}. \quad (2.100)$$

Зависимость $x_0^{\text{гр}}$ от x_1 представлена на рис. 2.24. Видно, что в области реальных концентраций $0 < x_1 < 1$ для идеальных смесей не существует ни одного значения $x_0^{\text{гр}}$, удовлетворяющего условию $q_{\kappa}^{\text{пж}}/q_{\kappa}^{\text{ж}} > 1$ (вне зависимости от разделяемости смеси P и доли пара ψ). Это значит, что дополнительный подвод теплоты при питании колонны парожидкостной смесью превышает увеличение расхода теплоты в кубе за счет большего флегмового числа $R_{\min}^{\text{пж}}$ по сравнению с R_{\min}^{κ} .

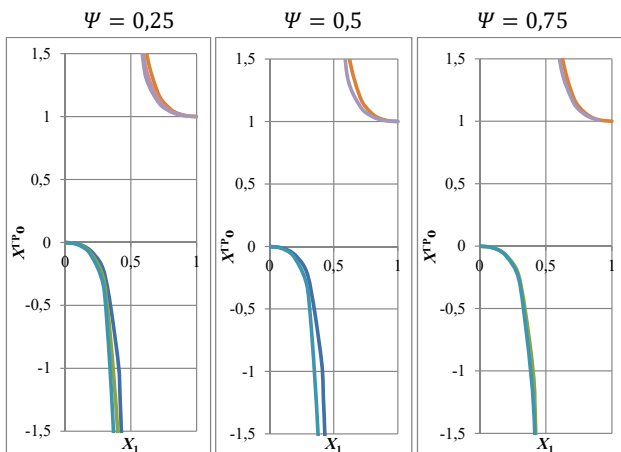


Рис. 2.24. Зависимость $x_0^{\text{гр}}$ от x_1 по уравнению (2.100)

2.5.3. Граничное значение коэффициента избытка флегмы

При эксплуатации ректификационных колонн с подачей исходной смеси в виде пара важной задачей является нахождение коэффициента избытка флегмы, при котором выполняется условие $\frac{q_K^{пж}}{q_K^ж} > 1$. Граничное значение коэффициента избытка флегмы $\sigma_{зр}$ можно найти из (2.98), принимая его одинаковым для разных состояний смеси:

$$\sigma_{зр}(R_{min}^{пж} - R_{min}^K) = \Psi \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0},$$

$$\sigma_{зр} = \frac{\Psi(x_2 - x_0)}{(x_1 - x_0)(R_{min}^{пж} - R_{min}^K)}. \quad (2.101)$$

Некоторые результаты расчёта значений $\sigma_{зр}$ по этой формуле при различных значениях x_1 , x_2 , x_0 , разделяемости смеси P и доли пара Ψ в исходной смеси представлены ниже в таблицах.

В таблице 2.8 приведены значения $\sigma_{зр}$ при $x_1 = 0,3$ кмоль НКК/кмоль смеси и доле пара в исходной смеси $\varphi = 0,25$. Видно, что с увеличением чистоты верхнего продукта x_2 и уменьшением чистоты нижнего продукта x_0 значение $\sigma_{зр}$ увеличивается. При прочих равных условиях с ростом разделяемости смеси P значение $\sigma_{зр}$ увеличивается.

Таблица 2.8. Значения $\sigma_{зр}$ при $x_1 = 0,3$ и доле пара $\Psi = 0,25$ при различных разделяемостях смеси P .

Разделяемость $P = 0,2$										
$x_0 \setminus x_2$	0,45	0,5	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9
0,05	1,292	1,366	1,431	1,489	1,542	1,589	1,632	1,671	1,707	1,74
0,1	1,413	1,517	1,61	1,693	1,767	1,834	1,894	1,949	2	2,047
0,15	1,615	1,77	1,908	2,031	2,142	2,241	2,332	2,414	2,489	2,559
0,2	2,018	2,276	2,504	2,708	2,891	3,056	3,206	3,343	3,467	3,582
Разделяемость $P = 0,3$										
0,05	1,319	1,402	1,477	1,543	1,604	1,659	1,709	1,755	1,798	1,837
0,1	1,443	1,558	1,661	1,754	1,838	1,914	1,984	2,048	2,107	2,161
0,15	1,649	1,818	1,969	2,104	2,228	2,34	2,442	2,536	2,622	2,701
Разделяемость $P = 0,4$										
0,05	—	—	1,529	1,606	1,677	1,741	1,801	1,856	1,908	1,955
0,1	—	—	1,72	1,825	1,922	2,01	2,091	2,166	2,235	2,299
0,15	—	—	2,039	2,19	2,329	2,456	2,573	2,681	2,782	2,875

Из таблиц 2.9 и 2.10 видно, что при прочих равных условиях с увеличением доли пара Ψ в исходной смеси значения $\sigma_{гр}$ уменьшаются.

Таблица 2.9. Значения $\sigma_{гр}$ при $x_1 = 0,5$, разделяемости смеси $P = 0,1$ и разнй доле пара в исходной смеси.

Доля пара в исходной смеси $\Psi = 0,5$								
$x_0 \setminus x_2$	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9	0,95
0,05	1,235	1,354	1,474	1,596	1,718	1,842	1,968	2,094
0,1	1,263	1,396	1,531	1,667	1,804	1,943	2,084	2,225
0,15	1,299	1,45	1,604	1,758	1,915	2,073	2,232	2,394
0,2	1,347	1,523	1,701	1,88	2,062	2,245	2,431	2,618
0,25	1,414	1,624	1,837	2,051	2,268	2,487	2,709	2,932
0,3	1,515	1,777	2,041	2,308	2,578	2,85	3,125	3,404
0,35	1,684	2,031	2,381	2,735	3,093	3,455	3,82	4,189
0,4	2,02	2,538	3,061	3,59	4,124	4,663	5,209	5,76
Доля пара в исходной смеси $\Psi = 0,999$								
0,05	1,222	1,333	1,446	1,556	1,667	1,778	1,889	2
0,1	1,25	1,375	1,5	1,625	1,75	1,875	2	2,125
0,15	1,286	1,429	1,571	1,714	1,857	2	2,143	2,286
0,2	1,333	1,5	1,667	1,833	2	2,169	2,333	2,5
0,25	1,4	1,6	1,8	2	2,2	2,4	2,6	2,8
0,3	1,5	1,75	2	2,25	2,5	2,75	3	3,25
0,35	1,667	2	2,333	2,667	3	3,334	3,667	4
0,4	2	2,5	3	3,5	4	4,5	5	5,5

Для наглядности на рис. 2.25 представлена поверхность граничных значений коэффициента избытка флегмы при ректификации исходной бинарной смеси, содержащей 50% низкокипящего компонента и характеризуемой разделяемостью $P = 0,1$. Доля пара в исходной смеси $\Psi = 0,5$.

Найденные по (2.101) значения $\sigma_{гр}$ позволяют принять правильное решение о целесообразности полной конденсации паров в исходной смеси в тех случаях, когда исходная парожидкостная смесь, поступающая на разделение, получена без **дополнительных** затрат в теплообменнике-подогревателе (например, смесь получена в химическом реакторе).

Реализация такого способа энергосбережения, который позволяет не только уменьшить затраты теплоты в кипятильнике ректификационной колонны, но и получить «бесплатно» теплоту конденсации парожидкостной смеси или пара, может дать существенный экономический эффект при эксплуатации промышленных ректификационных колонн с подачей парового (парожидкостного) питания.

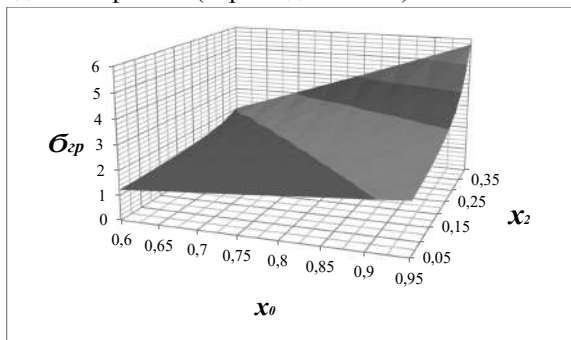


Рис. 2.25. Поверхность граничных значений σ_{gr} (при $x_1 = 0,5$) для области составов продуктов разделения x_0 и x_2 при $\Psi = 0,5$.

Еще раз отметим (см. разд. 2.5.1), что **минимальные** (при работе с минимальным флегмовым числом) затраты теплоты в **кипятильнике** уменьшаются при **повышении** энергетического уровня исходной смеси при входе в колонну. Нагревание и тем более испарение исходной смеси в предварительном **подогревателе** приводит к увеличению **суммарных** (в кипятильнике и подогревателе) затрат теплоты на разделение. В разделе 4.1.2 это подтверждено вычислительным экспериментом и объяснено **отсутствием** внутреннего энергосбережения в **подогревателе** и его наличием в ректификационной колонне. Сущность внутреннего энергосбережения при ректификации рассмотрена в главе 3.

Таблица 2.10. Значения σ_{gr} при $x_1 = 0,5$ и различных значениях доли пара Ψ и разделяемости P .

Доля пара $\Psi = 0,5$; разделяемость $P = 0,3$							
$x_0 \setminus x_2$	0,65	0,7	0,75	0,8	0,85	0,9	0,95
0,05	1,398	1,539	1,685	1,836	1,992	2,153	2,321
0,1	1,441	1,598	1,76	1,928	2,1	2,28	2,466

Доля пара $\Psi = 0,5$; разделяемость $P = 0,3$							
0,15	1,498	1,674	1,857	2,046	2,241	2,443	2,652
0,2	1,572	1,776	1,986	2,203	2,428	2,66	2,901
0,25	1,677	1,918	2,166	2,423	2,689	2,964	3,249
0,3	1,834	2,131	2,437	2,754	3,081	3,42	3,771
Доля пара $\Psi = 0,999$; разделяемость $P = 0,3$							
0,05	1,333	1,445	1,556	1,667	1,778	1,889	2
0,1	1,375	1,5	1,625	1,75	1,875	2	2,126
0,15	1,429	1,572	1,715	1,857	2	2,143	2,286
0,2	1,5	1,667	1,837	2	2,167	2,334	2,5
0,25	1,6	1,8	2	2,2	2,401	2,601	2,801
Доля пара $\Psi = 0,5$; разделяемость $P = 0,5$							
0,05	1,449	1,618	1,796	1,986	2,188	2,404	2,636
0,1	1,495	1,68	1,876	2,085	2,308	2,546	2,8
0,15	1,553	1,76	1,979	2,213	2,462	2,728	3,012
0,2	1,631	1,867	2,117	2,383	2,667	2,97	3,294
0,25	1,74	2,016	2,309	2,621	2,954	3,309	3,689
0,3	1,903	2,24	2,598	2,979	3,385	3,819	4,283
Доля пара $\Psi = 0,999$; разделяемость $P = 0,5$							
0,05	1,333	1,445	1,556	1,667	1,778	1,889	2
0,1	1,375	1,5	1,625	1,75	1,875	2	2,126
0,15	1,429	1,572	1,715	1,857	2	2,143	2,286
0,2	1,5	1,667	1,837	2	2,167	2,334	2,5

Итак, при больших рабочих флегмовых числах, а точнее, когда $\sigma > \sigma_{гр}$, **целесообразна предварительная полная конденсация** парожидкостной смеси (пара) с **получением** (выигрышем) дополнительной теплоты и последующим ее использованием по назначению. Вариант работы колонны с повышенным коэффициентом избытка флегмы ($\sigma > \sigma_{гр}$) вполне реален, когда требуется получать продукты разделения высокой чистоты, а число тарелок в колонне ограничено. Из таблиц 2.8–2.10 видно, что при определенных условиях (доля пара в исходной смеси, ее состав и разделяемость, состав продуктов разделения) граничное значение $\sigma_{гр}$ может быть меньше 2.

Глава 3. Энергосбережение при ректификации

В химико-технологических процессах (ХТП) эксплуатационные (в первую очередь — энергетические) затраты, как правило, заметно преобладают над капитальными. Поэтому экономия расхода энергии (и тепловой, в частности) при осуществлении ХТП нередко определяет судьбу самого процесса. Поиск и разработка оптимальных способов энергосбережения постоянно находятся в поле зрения ученых и инженеров.

3.1. Способы энергосбережения при проведении энергоемких химико-технологических процессов

Как уже было отмечено во введении, простейшим способом энергосбережения является рекуперация теплоты уходящих из аппарата потоков жидкости и пара. При этом средняя разность температур теплоносителей не должна быть меньше 5°C , в противном случае размеры рекуперативного теплообменника становятся неоправданно большими, а их работа неустойчивой. Этот тривиальный способ энергосбережения здесь практически не рассматривается. Лишь иногда, как сопутствующий эффект какого-либо способа энергосбережения.

3.1.1. Тепловые насосы в ректификационных установках

Одним из наиболее эффективных способов энергосбережения при проведении таких энергоемких процессов, как ректификация, выпаривание и другие, сопровождающихся испарением одного или нескольких компонентов смеси, является использование полученного пара путем сжатия его в компрессоре (часто — в турбокомпрессоре). Повышение его давления сопровождается ростом температуры конденсации, и становится возможным использование теплоты конденсации для испарения того же рабочего тела, имеющего меньшую температуру кипения.

Сжатие рабочего тела, конечно, требует затрат энергии, но последняя затрачивается не на производство пара высокого потенциала, а лишь на перевод пара низкого давления в пар высокого давления. Эта

операция требует почти на порядок меньших затрат энергии, поэтому использование теплового насоса экономически выгодно [1, 55–60].

Тепловой насос (ТН) особенно эффективен при ректификации трудноразделимых жидких смесей. В этом случае, как правило, малая разность температур между верхом и низом колонны, а это значит, что степень сжатия пара в компрессоре невелика, и, соответственно, мала мощность, потребляемая компрессором. Кроме того, в случае ректификации трудноразделимых компонентов необходимо работать при больших флегмовых потоках, а следовательно, и больших паровых потоках. При малых степенях сжатия и большой производительности по пару становится возможным применение турбокомпрессора, имеющего ряд преимуществ по сравнению с поршневыми насосами [1].

Типовая схема ректификационной установки с тепловым насосом представлена на рис. 3.1. Выходящий из ректификационной колонны 1 паровой поток сжимается в турбокомпрессоре 2 и конденсируется в теплообменнике 3. Выделяющаяся при конденсации пара теплота расходуется на испарение кубовой жидкости с целью создания парового потока по колонне. Конденсат подается в колонну в качестве флегмы, а образующийся при его дросселировании (вентилем 4) пар или парожидкостная смесь отводится в виде верхнего продукта II.

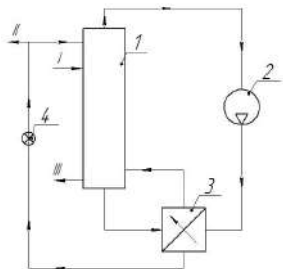


Рис. 3.1. Схема ректификационной установки с ТН:

I — колонна; 2 — турбокомпрессор; 3 — рекуперативный теплообменник (конденсатор-кипятильник); 4 — дроссельный вентиль; *I* — исходная смесь;

II — верхний продукт; *III* — нижний продукт.

исходной смеси в теплообменнике 7в. Рекуперация теплоты отходящих жидкостных потоков дистиллята II и кубового остатка III возможна в теплообменниках 7а и 7б для нагрева исходной смеси. Окончательный нагрев исходной смеси до температуры кипения возможен за счет избытка пара высокого давления, покидающего сепаратор 4. Полнота рекуперации теплоты при ректификации по такой схеме всецело определяется эффективностью теплообменников 7: в идеале (при отсутствии в них недорекуперации) появляется избыток пара IX, который может быть использован по назначению. Существенное аппаратное усложнение схемы такой установки не позволило пока найти практического применения.

3.1.3. ТН при ректификации с большим перепадом температур по колонне

Применение рассмотренных вариантов ТН в ректификационных установках с большой разностью температур кипения верхнего и нижнего продуктов может оказаться малоэффективным из-за высокой требуемой степени сжатия паров в компрессоре и, следовательно, больших затрат энергии в нем. В этом случае предлагается [57] схема (рис. 3.3) с промежуточным кипятильником 3п. Жидкость с одной из промежуточных тарелок поступает в кипятильник 3п. Образующиеся потоки пара и жидкости возвращаются обратно в колонну I под и на соответствующие тарелки. Недостающий тепловой поток Q_k поступает в кипятильник 3 в виде греющего пара. Чем выше давление паров, сжатых в компрессоре 4, тем ближе к нижнему сечению колонны будет располагаться узел отбора жидкости в кипятильник, тем больше энергии будет затрачиваться на сжатие паров в ТН и меньший тепловой поток будет поступать в колонну через кипятильник 3. Определение оптимального давления паров на выходе из компрессора требует совместного расчета всех элементов ректификационной установки, снабженной тепловым насосом.

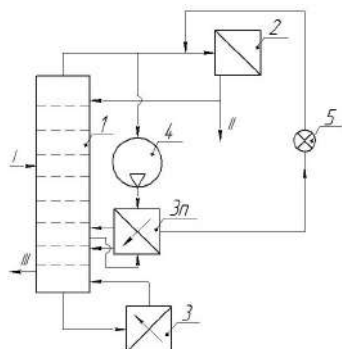


Рис. 3.3. Схема установки с ТН и промежуточным кипятильником:
 1 — колонна; 2 — конденсатор; 3 — кипятильник; 3п — промежуточный кипятильник; 4 — турбокомпрессор; 5 — дроссельный вентиль; I — исходная смесь; II — верхний продукт; III — нижний продукт.

3.1.4. ТН с использованием нижнего жидкого продукта

Принцип ТН можно реализовать, используя нижний продукт колонны (рис. 3.4). Здесь часть жидкости из куба колонны используется после дросселирования вентилем 3 в качестве охлаждающей жидкости в конденсаторе 2. Образующиеся в конденсаторе пары сжимаются компрессором и направляются в нижнюю часть колонны в виде острого (кстати, перегретого) пара.

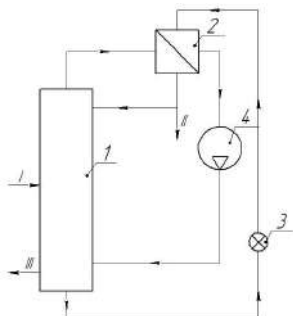


Рис. 3.4. Схема установки с ТН на базе нижнего продукта:
 1 — колонна; 2 — конденсатор; 3 — дроссельный вентиль; 4 — турбокомпрессор; I — исходная смесь; II — верхний продукт; III — нижний продукт.

3.1.5. ТН закрытого типа

Возможны и другие энергосберегающие схемы разделения (рис. 3.5) с применением ТН закрытого типа, когда для передачи теплоты используется промежуточное рабочее тело — нагревающе-охлаждающий агент (НОА) [60]. На рис. 3.5, *А* конденсатор 2 ректификационной установки является испарителем НОА, а кипятильник 3 — конденсатором паров НОА. По второй схеме (рис. 3.5, *Б*) в качестве НОА используют кубовый остаток *І*. После дросселирования кубового остатка в дроссельном устройстве 5 парожидкостная смесь направляется в конденсатор 2 в качестве охлаждающего агента. Образующиеся пары кубовой жидкости сжимаются в компрессоре 4 и направляются в кипятильник 3 колонны *І* в качестве нагревающего агента в виде сжатого (перегретого) пара.

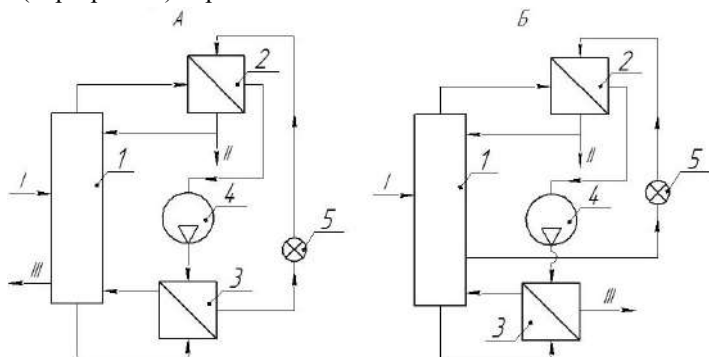


Рис. 3.5. Схема установки с ТН закрытого типа:

І — колонна; 2 — конденсатор; 3 — кипятильник; 4 — турбокомпрессор;
5 — дроссельный вентиль; *І* — исходная смесь; *ІІ* — верхний продукт;
ІІІ — нижний продукт.

3.1.6. Использование теплоты парового потока одной колонны для обогрева другой

Одним из возможных и широко распространенных способов снижения затрат тепловой энергии на ректификационных установках, состоящих из нескольких колонн, является использование парового потока одной из колонн для создания парового потока другой [7, 11–

13, 61]. В этом случае конденсатор первой колонны является кипятильником второй. Такой способ энергосбережения возможен при наличии достаточной разности температур пара (из первой колонны) и кипящей кубовой жидкости — во второй. Естественно, что и теплота парового потока должна быть достаточной для кипятильника второй колонны. Схема такой двухколонной установки [13] при разделении трехкомпонентной смеси ABC представлена на рис. 3.6.

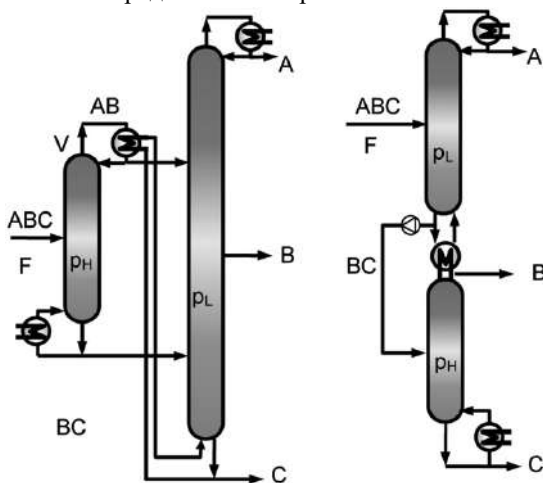


Рис. 3.6. Двухколонные установки с рекуперативными теплообменниками типа кипятильник-конденсатор

Давление в колоннах разное (p_H — высокое, p_L — низкое), что позволяет осуществить рекуперативный теплообмен в одном аппарате (кипятильнике-конденсаторе). Целесообразность такой рекуперации теплоты парового потока зависит от диапазона температур кипения разделяемой смеси и, соответственно, от разности давлений в колоннах и степени разделения смеси в них.

По аналогии с многокорпусной выпарной установкой предложен [7] способ снижения затрат тепловой энергии при ректификации **бинарной смеси в двух** колоннах, работающих под разными давлениями для обеспечения возможности обогрева последующей колонны

парами, выводимыми сверху предыдущей. Принципиальная схема такой двухколонной ректификационной установки с получением кубового остатка промежуточной чистоты и его последующим разделением во второй колонке на продукты требуемого качества представлена на рис. 3.7.

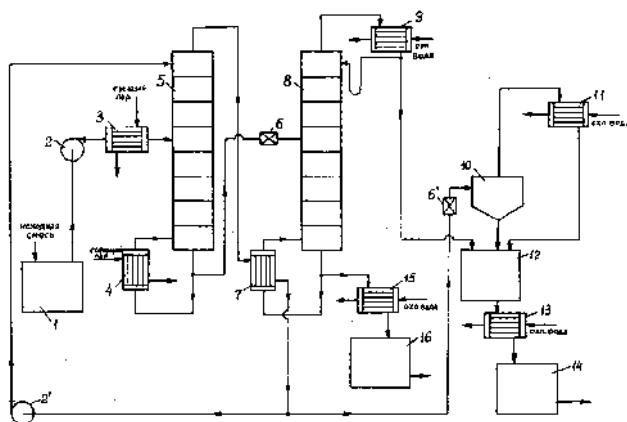


Рис. 3.7. Принципиальная схема двухколонной ректификационной установки:

- 1, 12, 14 — емкости; 2 — насос; 3 — подогреватель; 4 — кипяtilьники;
5, 8 — ректификационные колонны; 6 — дроссель; 7 — рекуперативный тепло-
обменник (конденсатор-кипяtilьник); 9, 11, 13 — конденсаторы;
10 — сепаратор.

В работе [7] приведены расчеты суммарных энергетических и приведенных затрат, в результате которых выявлено, что экономия энергетических затрат при использовании двухколонной ректификации составляет всего лишь около 20%, а экономия приведенных затрат составляет и того меньше — 10%. Отметим, что при двухкорпусном выпаривании расход греющего пара сокращается почти в 2 раза. Столь неожиданный результат при ректификации будет объяснен в раз-

деле 4.1.4 тем, что при такой организации **внешнего** энергосбережения (рекуперация теплоты парового потока) ухудшается **внутреннее** энергосбережение в колоннах [62].

3.1.7. Приближение реальной ректификации к термодинамически обратимой

Одним из преобладающих направлений в разработке энергосберегающих схем процесса ректификации является приближение реального процесса к термодинамически обратимой ректификации [2, 4–6, 11, 12, 26, 51].

Основные идеи обратимой ректификации [3] были положены в основу создания ректификационных схем разделения с частично или полностью связанными материальными и тепловыми потоками. На практике могут быть реализованы только некоторые особенности гипотетического процесса обратимой ректификации. К таким особенностям, в частности, относится распределенный подвод теплоты к отгонной и отвод теплоты от укрепляющей части колонны. В настоящее время этот подход разрабатывается в основном теоретически в рамках исследований по повышению термодинамической эффективности разделения главным образом бинарных смесей с малой относительной летучестью компонентов.

Варианты энергосберегающих схем разделения тройной смеси АВС с **обратимым смешением потоков**, использующие особенности обратимой ректификации, показаны на рис. 3.8.

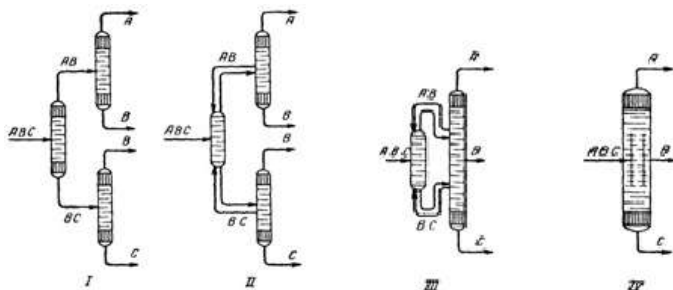


Рис. 3.8. Варианты схем разделения с полностью связанными материальными и тепловыми потоками

В вариантах II, III и IV не продуктовые колонны (в которых не получают требуемой чистоты продукты разделения) не имеют собственных дефлегматоров и кипятильников, а флегмовые потоки образуются за счет отбора из смежных колонн.

Вариант IV иллюстрирует принципиальную возможность полного разделения многокомпонентной смеси на чистые компоненты в одной сложной колонне с перегородкой [26]. В этом варианте наилучшим образом используется объем ректификационных колонн.

Как следует из литературных данных [13], системы с полностью связанными тепловыми и материальными потоками реализуются на практике в основном как одна сложная колонна с перегородкой (Dividing-Wall Column, DWC), причем значительный толчок развитию этого направления дала разработка конструкции аппарата с «нефиксированной» перегородкой.

В настоящее время DWC являются уже достаточно распространенными техническими решениями и привлекают все большее внимание промышленных корпораций. Самые крупные колонны имеют диаметр до 6 м и высоту до 100 м. Наиболее успешным опытом реализации таких технических решений обладает фирма BASF. К 2004 году только этой компанией использовалось 30 установок, имеющих в своем составе DWC. К 2009 году только фирмой BASF эксплуатировалось 70 установок DWC, а общее число их в мире превысило 100. Значительных успехов также добилась компания Linde AG, разработавшая к настоящему времени колонну DWC высотой до 107 м и диаметром 5 м для фирмы Sasol [9].

Промежуточное положение, как по термодинамической, так и по энергетической эффективности, между технологиями классической ректификации и комплексами с полностью связанными тепловыми и материальными потоками занимают комплексы с частично связанными тепловыми и материальными потоками [13]. Как правило, это сложные колонны с выносными отпарными или укрепляющими секциями. В первом случае эти схемы имеют один общий дефлегматор и несколько кипятильников, а во втором — один общий кипятильник и несколько дефлегматоров. Традиционной областью

применения колонн с отпарными секциями является нефтепереработка [24] (установки первичной перегонки нефти, каталитического крекинга, разделения ароматических углеводородов, первичной перегонки бензинов). Колонны с выносными укрепляющими секциями используются для разделения воздуха с получением азота, кислорода и аргона. В последнее время появились примеры использования сложных колонн с боковыми секциями и отборами в технологиях экстрактивной ректификации бинарных и многокомпонентных смесей [9].

В разделе 3.1.6 было показано, что нарушение оптимального отношения потоков жидкости и пара приводит к ухудшению использования пара в колонне. Поэтому ожидаемый эффект уменьшения суммарных затрат тепловой энергии при разделении методом ректификации путем частичного или полного связывания материальных и тепловых потоков может быть предсказан лишь при совместном рассмотрении внешнего и внутреннего энергосбережений.

3.1.8. Колонны с внутренним теплоинтегрированием

Весьма перспективным способом снижения суммарных затрат при разделении жидких смесей представляется **внутреннее теплоинтегрирование колонн (HIDIC)**, которое использует преимущества применения теплового насоса и принципы обратимой ректификации [11, 12]. Здесь компрессор сжимает пар из отпарной части колонны для подачи его в укрепляющую часть с повышенным давлением. Таким образом, теплота может быть передана внутренне из укрепляющей секции в отпарную секцию, как показано на рис. 3.9. Из-за подвода и отвода теплоты по всей высоте колонны паровой поток будет максимальным вблизи тарелки питания и снижаться к концам (как в обратимой ректификации). Это приводит к непрерывному изменению поперечного сечения по высоте.

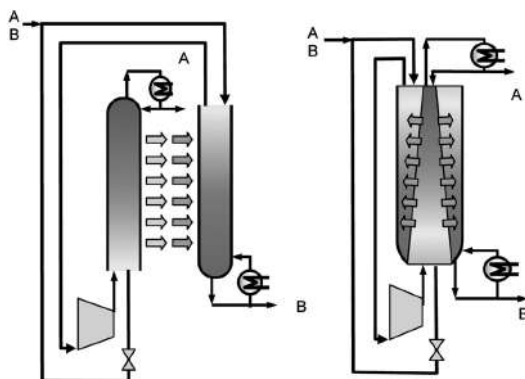


Рис. 3.9. Система с внутренне теплоинтегрированными колоннами HIDIC

Система с внутренне теплоинтегрированными колоннами существенно снижает необратимые потери смешения внутри секций и таким образом снижает потребность во внешнем теплоснабжении. При этом нужно затратить работу сжатия и при оценке этого способа энергосбережения необходимо учитывать сумму затрат энергии в компрессоре и эксплуатационных (тепловых) затрат. Различные способы приближения к обратимой ректификации и их практическая реализация рассмотрена в ряде работ [11, 12]. Так, по приведенным в [11] данным, реализованное усовершенствование обычной колонны, обеспечившее передачу теплоты от всей (по высоте) укрепляющей части колонны к отгонной за счет разных давлений, позволило уменьшить затраты теплоты на 62%.

С целью уменьшения затрат энергии на сжатие пара в компрессоре запатентована [14] ректификационная установка, подобная представленной на рис. 3.9, с заменой дросселя на детандер и передачей энергии расширения в детандере на вал компрессора для сжатия пара.

На рис. 3.10 приведена схема с частичным теплоинтегрированием [64, 65] без компрессора, но при работе колонн с разными давлениями. Можно ожидать, что такая теплоинтеграция обеспечит боль-

шее энергосбережение, потому что затраты энергии на создание повышенного давления в одной из колонн существенно меньше затрат энергии на сжатие пара в компрессоре.

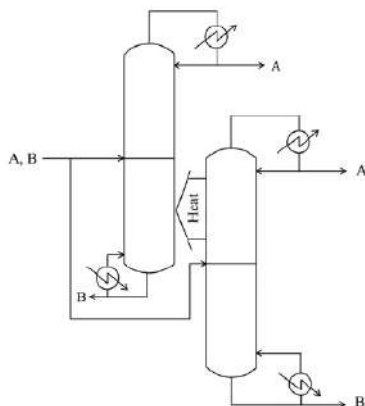


Рис. 3.10. *Схема ректификационной установки с частичным теплоинтегрированием*

Тем не менее до настоящего времени системы HIDIC, в отличие от более традиционных методов энергосбережения, не находят широкого применения в промышленной практике из-за сложности конструирования и управления, а также из-за отсутствия четких экспериментальных данных по энергоэффективности опытных или полупромышленных установок.

Проведенный краткий обзор научной литературы по вопросам энергозатрат и способам энергосбережения показал, что предлагаемые решения по снижению затрат энергии при ректификации связывают, в основном с приближением условий проведения реальных процессов к режиму обратимой ректификации и увеличением ее термодинамической эффективности. Однако в работе [15] показано, что даже оптимальная организация подвода теплоты к тарелкам отгонной части колонны и ее отвод с тарелок укрепляющей (с минимальным ростом энтропии при ректификации, а значит, с повышенной термодинамиче-

ской эффективностью процесса) не обеспечила снижения затрат теплоты на процесс разделения. Подробное объяснение этого факта приведено в [63] путем анализа **внутреннего энергосбережения**.

Таким образом, при разработке энергосберегающих способов ведения процесса ректификации необходимо, прежде всего, учитывать внутреннее энергосбережение, то есть эффективность использования пара, поднимающегося по колонне, а именно его многократную конденсацию (по числу теоретических тарелок в колонне) с передачей выделяющейся при этом теплоты встречному потоку жидкости для ее испарения. Подробное рассмотрение сущности внутреннего энергосбережения приведено ниже.

3.2. Тепломассообмен на тарелках и сущность внутреннего энергосбережения при ректификации

Сущность внутреннего энергосбережения заключается в следующем. Насыщенный пар, поступающий на тарелку, имеет более высокую температуру, чем жидкость на тарелке. Поэтому происходит его парциальная конденсация до температуры жидкости на тарелке. Эта температура устанавливается на тарелке в соответствии с балансовым смешением парового потока с нижележащей тарелки и жидкостного потока с вышерасположенной тарелки. Заметим сразу, что при непрерывной работе колонны находящаяся на тарелке жидкость не изменяет своих характеристик (состава, температуры), а лишь обеспечивает необходимую поверхность контакта между встречающимися на тарелке паровым и жидкостным потоками. Выделяющаяся при конденсации теплота расходуется на испарение поступающей на тарелку жидкости при (опять же!) температуре жидкости на тарелке. Вновь образовавшийся пар, обогащенный низкикипящим компонентом, поступает на следующую тарелку. Здесь он вновь частично конденсируется, и процесс повторяется многократно (по числу тарелок в колонне). Чем большая доля парового потока конденсируется на каждой тарелке, тем более энергосберегающим становится процесс разделения методом ректификации. Коэффициент использования парового потока в ректификационной колонне назван **внутренним энергосбережением**.

О значительной доле «дополнительного вклада в перенос низкокипящего компонента вследствие разности температур» в общий поток массы неоднократно сообщалось в научной литературе [66–68], причем в работах [69–71] экспериментально подтверждено положительное влияние теплообмена на массообмен при ректификации. Даже на реальных тарелках из-за высоких коэффициентов теплоотдачи α и массоотдачи β и развитой поверхности контакта фаз F пропускные способности кинетических стадий тепломассообмена настолько велики [19], что практически не влияют на общую эффективность тепломассообмена. Тем более, что уходящие с **теоретической** тарелки потоки пара и жидкости имеют равные температуры и равновесные составы, а величины межфазных тепловых и материальных потоков определяются только из балансовых соотношений [1, 72]. Поэтому сущность внутреннего энергосбережения сначала удобно рассмотреть на **теоретической** тарелке (ступени), с которой уходящие потоки пара и жидкости находятся в равновесии (как в тепловом — равенство температур, так и в концентрационном — равновесные составы жидкости и пара).

Для произвольной (n -й тарелки) входящими являются потоки жидкости L_{n-1} состава x_{n-1} и пара V_{n+1} состава y_n , а уходящими (равновесными — при температуре t_n) потоки пара V_n состава y_{n-1} и жидкости L_n состава x_n (рис. 3.11). При достижении равновесия на **теоретической** тарелке (ступени) тепловые потоки (а с ними и массовые потоки переходящих компонентов из одной фазы в другую) определяются лишь пропускными способностями стадий подвода и отвода теплоты на тарелках [19].

Насыщенный пар состава y_n с $(n+1)$ -й тарелки является перегретым ($t_{n+1} > t_n$) по отношению к жидкости на n -й тарелке. Он отдает теплоту перегрева $c_n^n(t_{n+1} - t_n)$ и конденсируется, выделяя при этом теплоту парообразования r_n . Пар может максимально передать теплоту на тарелке в количестве

$$Q_{\text{подв}} = V_{n+1}[r_n + c_n^n(t_{n+1} - t_n)]. \quad (3.1)$$

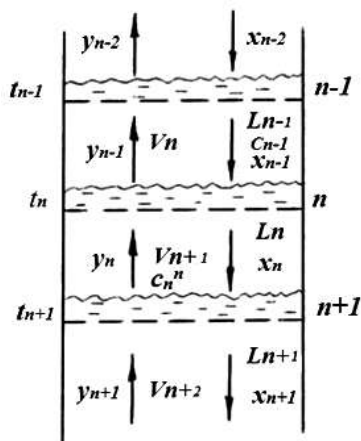


Рис. 3.11. Характеристики потоков на тарелках

Выделяющаяся при конденсации пара теплота расходуется (отвод ее с тарелки) на нагревание жидкостного потока L_{n-1} от температуры t_{n-1} до температуры t_n и его испарение при температуре t_n , забирая при этом скрытую теплоту парообразования r_{n-1} жидкости состава x_{n-1} . То есть максимальный отвод теплоты определяется выражением

$$Q_{\text{отв}} = L_{n-1} [c_{n-1}(t_n - t_{n-1}) + r_{n-1}]. \quad (3.2)$$

В соответствии с тепловым балансом на теоретической тарелке тепловой поток, передаваемый от приходящего на тарелку пара к поступающему на ту же тарелку жидкостному потоку, контролируется (лимитируется) наименьшим значением из двух: $Q_{\text{подв}}$ и $Q_{\text{отв}}$.

Анализ выражений (3.1) и (3.2) позволяет пренебречь теплотами на нагрев жидкости и охлаждение пара, поскольку теплоемкости компонентов и их смесей, как правило, на 2–3 порядка меньше теплот парообразования, а разности температур на тарелках составляют всего несколько градусов. С таким допущением

$$Q_{\text{подв}} = V_{n+1} \cdot r_n, \quad (3.3)$$

$$Q_{\text{отв}} = L_{n-1} \cdot r_{n-1}. \quad (3.4)$$

Так как в *укрепляющей* части колонны поток жидкости по колонне L всегда меньше поднимающегося навстречу парового потока V , то лимитирующим является отвод теплоты $Q_{\text{отв}}$. Тогда тепловой поток Q от пара к жидкости равен $Q = L_{n-1} \cdot r_{n-1}$, а конденсироваться будет лишь доля пара, равная

$$\frac{Q}{Q_{\text{подв}}} = \frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} \cdot \frac{r_{n-1}}{r_n}. \quad (3.5)$$

Величины теплот парообразования r_{n-1} и r_n можно считать равными (даже в случае большой разницы в теплотах парообразования компонентов смеси) из-за незначительного изменения состава фаз на одной тарелке. Тогда доля сконденсировавшегося пара на каждой тарелке будет определяться отношением $\frac{L}{V}$ на каждой тарелке, и поскольку $L = D \cdot R$, а $V = L + D = D \cdot R + D = D(R + 1)$, то $\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1}$. То есть доля пара, «работающего» на каждой тарелке пара в *укрепляющей* колонне, определяется флегмовым числом R . Чем больше R , тем больше отношение $\frac{R}{R+1}$ и, следовательно, больше внутреннее энергосбережение (**коэффициент использования пара** на тарелках).

В *отгонной* части колонны поток жидкости по колонне, равный сумме потоков флегмы и исходной смеси (при условии ее подачи при температуре насыщения), всегда больше парового потока. Передаваемый поток Q лимитируется паровым потоком $Q = V_{n+1} \cdot r_n$. В этом случае в максимальной степени «работает» весь пар, и поэтому внутреннее энергосбережение принято равным 1.

Углубленный теоретический анализ тепломассообмена на тарелках ректификационных колонн удобен [17, 32] с помощью диаграмм $t - x, y$ и $y - x$ (рис. 3.12). Рабочие линии (линии 2) *укрепляющей* части колонны связывают рабочие (сопряженные) концентрации НКК в жидкости и паре: x_{n-1} и y_{n-1} , x_n и y_n , x_{n+1} и y_{n+1} и т. д. Фактическое изменение концентраций на теоретических тарелках здесь представлено линиями (со стрелками), в отличие от упрощенного представления теоретических тарелок в виде прямоугольных треугольников, гипотенузами прилегающих к рабочей линии (как показано на рис. 1.18–1.20). Вектор

баланса имеет угол наклона к отрицательному направлению оси x , равный углу наклона рабочей линии к положительному направлению оси x . Тангенс этого угла равен отношению потока жидкости L в колонне к потоку пара V . Соответствующие им изменения температур и фазовые переходы представлены в диаграмме $t - x, y$. Здесь равновесные составы жидкостей и паров, уходящих с $(n-1)$ -й, n -й и $(n+1)$ -й тарелок, соответственно: x_{n-1} и y_{n-2} , x_n и y_{n-1} , x_{n+1} и y_n . Насыщенный пар состава y_{n+1} (т. 0), поступающий с $(n+2)$ тарелки, частично конденсируется ($0 \rightarrow 3$) на тарелке $(n+1)$ при температуре t_{n+1} с образованием жидкости состава x_{n+1} (т. 1) и пара состава y_n (т. 4). За счет выделяющейся при этом теплоты жидкость состава x_n (т. 5), поступающая с n -й тарелки, испаряется ($5 \rightarrow 2$) с образованием пара нового состава y_n (т. 4), а равновесная с ним жидкость (теоретическая! тарелка) состава x_{n+1} (т. 1) покидает $(n+1)$ -ую тарелку. Аналогичные изменения температур и составов жидкости и пара происходят на последующих (по ходу пара) тарелках.

При одинаковых (или близких) теплотах парообразования r компонентов смеси потоки пара V и жидкости L можно считать постоянными по высоте колонны. Количества сконденсировавшегося пара на $(n+1)$ -й и n -й тарелках в соответствии с материальными балансами определяются соотношением отрезков $\overline{3-4}$ к $\overline{1-4}$ и $\overline{6-8}$ к $\overline{5-8}$ и составляют $V \frac{\overline{3-4}}{\overline{1-4}}$ и $V \frac{\overline{6-8}}{\overline{5-8}}$ соответственно. За счёт выделившейся при этом теплоты количество испаряемой жидкости на $(n+1)$ -й тарелке составляет $L \frac{\overline{1-2}}{\overline{1-4}}$ и на n -й тарелке $L \frac{\overline{5-7}}{\overline{5-8}}$.

При одинаковых теплотах парообразования компонентов разделяемой смеси:

$$V \frac{\overline{3-4}}{\overline{1-4}} = L \frac{\overline{1-2}}{\overline{1-4}}; V \frac{\overline{6-8}}{\overline{5-8}} = L \frac{\overline{5-7}}{\overline{5-8}}. \quad (3.6)$$

Из равенства (3.6) следует

$$\frac{L}{V} = \frac{\overline{3-4}}{\overline{1-2}} = \frac{\overline{6-8}}{\overline{5-7}} \quad (3.7)$$

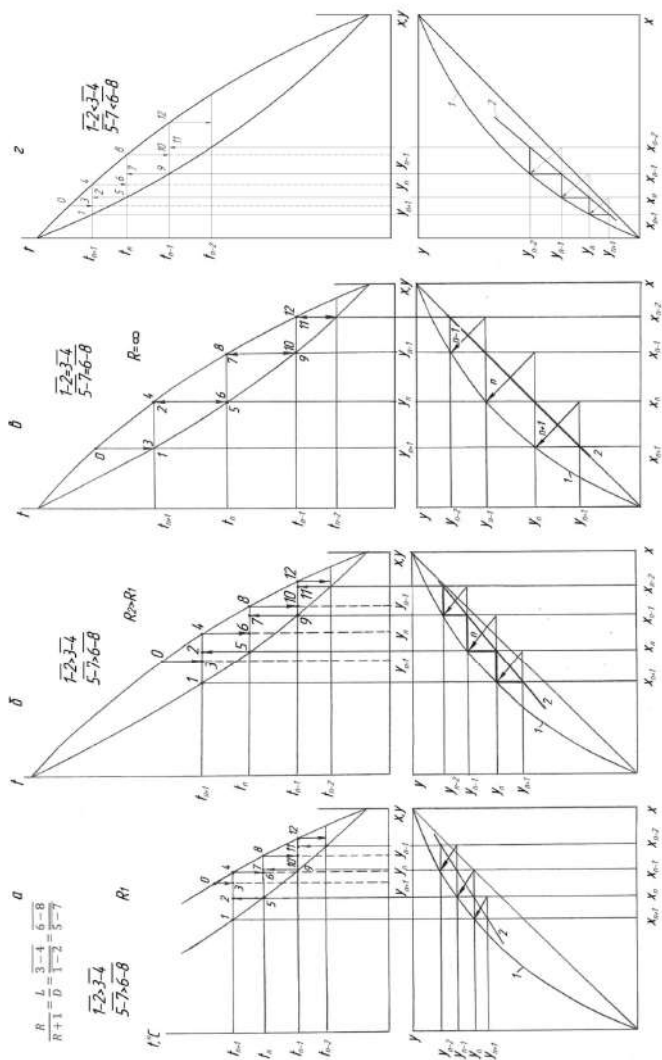


Рис. 3.12. Процессы теплообмена на тарелках при различных флегмных числах а - R_1 , б - $R = \infty$, в - $R_2 > R_1$, г - $R_2 < R_1$ на тарелках отгонной части колонны

Поскольку в укрепляющей колонне при конечных флегмовых числах R поток флегмы L всегда меньше парового потока V , то отрезок $\overline{3-4}$ всегда меньше отрезка $\overline{1-2}$, а $\overline{6-8} < \overline{5-7}$. Это означает, что доля конденсирующегося на тарелке пара меньше, нежели доля испаряемой жидкости. Таким образом, в укрепляющей колонне теплота пара используется многократно (на каждой тарелке), но лишь частично, так как даже при испарении всего потока флегмы конденсируется лишь часть пара.

Так как $L = DR$, а $V = D(R + 1)$, то $\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1}$, и соотношение (2) запишется:

$$\frac{R}{R+1} = \frac{\overline{3-4}}{1-2} = \frac{\overline{6-8}}{5-7}. \quad (3.8)$$

Чем меньше флегмовое число R , тем меньше соотношение отрезков $\overline{3-4}$ и $\overline{1-2}$ (точка 3 приближается к точке 4). При $R = 0$ поток флегмы $L = 0$, а значит, и пар не конденсируется (отрезок $\overline{3-4}$ в этом случае равен нулю). Это наименее выгодный с точки зрения многократного использования пара процесс перегонки.

Наоборот, при увеличении флегмового числа R длина отрезка $\overline{3-4}$ приближается к длине отрезка $\overline{1-2}$. В предельном случае ($R = \infty$) длины отрезков $\overline{3-4}$ и $\overline{1-2}$ (и аналогичных им $\overline{6-8}$ и $\overline{5-7}$) становятся одинаковыми (рис. 3.12). Это значит, что при конденсации на очередной тарелке всего парового потока за счёт выделившейся теплоты испаряется равный ему поток жидкости. Очевидно, это самый выгодный (с точки зрения многократного использования пара) способ ведения процесса ректификации.

Здесь следует отметить, что затраты теплоты при ректификации с полным орошением ($R = \infty$) на единицу разделяемой исходной смеси, естественно, равны бесконечности. Поэтому специально **увеличивать флегмовое число** по всей колонне с целью приближения к максимальному энергосбережению **не рекомендуется**. Тем не менее если за счет отбора теплоты (с последующим ее использованием) от циркулирующего потока жидкости (циркуляционное орошение) происходит увеличение жидкостного потока в укрепляющей колонне, то это приводит в

соответствии с установленными выше закономерностями к увеличению энергосберегающего эффекта и в самой колонне. Такой эвристически найденный способ энергосбережения достаточно широко применяется при разделении нефти методом ректификации [24].

В отгонной колонне поток жидкости $L' = L + L_I$ больше парового потока V . На каждой тарелке конденсируется пар, испаряя лишь часть жидкости на тарелке. С точки зрения энергосбережения важно, что при $V < L'$ весь пар может конденсироваться, производя новый поток пара. Поэтому энергосбережение в отгонной колонне можно считать максимальным, оно принимается равным 1 (или 100%).

В соответствии с установленными выше зависимостями можно количественно оценить внутреннее энергосбережение в колонне.

При подаче в колонну исходной смеси при температуре кипения внутреннее энергосбережение (среднее по колонне) можно рассчитать по формуле

$$\mathcal{E}_H = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y+n_0} + \frac{n_0}{n_y+n_0}. \quad (3.9)$$

При подаче в колонну на разделение парожидкостной смеси (ψ — доля пара) требуется меньший паровой поток в отгонной части колонны. Относительный паровой поток в нижней (отгонной) колонне (по отношению к паровому потоку в укрепляющей) V_H/V при подаче исходной бинарной смеси в парожидкостном состоянии зависит от доли пара ψ в подаваемой в колонну смеси:

$$\frac{V_H}{V} = \frac{V-\psi L_1}{V} = 1 - \frac{\psi L_1}{(R+1)D} = \frac{\psi(x_2-x_0)}{(R+1)(x_1-x_0)}. \quad (3.10)$$

Внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_H ректификационной колонны в этом случае также зависит от числа теоретических ступеней в укрепляющей (n_y) и отгонной (n_0) частях колонны и может быть рассчитано по формуле [21]:

$$\mathcal{E}_H = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y+n_0} + \left[1 - \frac{\psi L_1}{(R+1)D} \right] \frac{n_0}{n_y+n_0}. \quad (3.11)$$

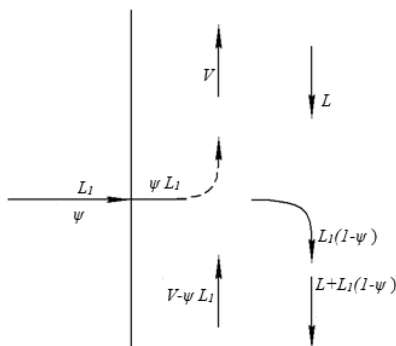


Рис. 3.13. Изменение парового и жидкостного потоков при подаче в колонну парожидкостной смеси

Формула (3.11) справедлива и для многокомпонентных смесей. Заметим, что в случае подачи в колонну «холодной» исходной смеси (при температуре ниже температуры кипения) величина $\psi < 0$.

Для бинарных смесей второе слагаемое в правой части формулы (3.11) с учетом материального баланса может быть записано в виде

$$\mathcal{E}_H = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_0} + \left[1 - \frac{\psi}{(R+1)} \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0} \right] \frac{n_0}{n_y + n_0}. \quad (3.12)$$

С помощью формул (3.9), (3.11) и (3.12) может быть оценено внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_H (эффективность использования парового потока в ректификационной колонне) при заданной степени разделения смеси (x_1 , x_2 и x_0) и состояния исходной смеси на входе в колонну.

Тепломассообмен на теоретической тарелке (с номером n) может быть представлен и в диаграмме энтальпия — состав (рис. 3.14). По оси абсцисс здесь представлены составы жидкости x и пара y , а по оси ординат энтальпии жидкости l и пара h , а также равноразмерные им величины Q_K/L_0 и $Q_{\text{коно}}/D$, отражающие затраты теплоты в кубе и её отвод в конденсаторе. Лучи, проходящие через полюс S^B для укрепляющей колонны и S^H для отгонной, соединяют рабочие (сопряженные) составы жидкости и пара, встречающиеся в любом сечении аппарата.

Штриховыми линиями показаны ноды (коноды), соединяющие равновесные составы жидкости и пара. Доказательства наличия полюсов S^B и S^H и метод расчета числа теоретических ступеней подробно рассмотрены в разделе 1.4.3.

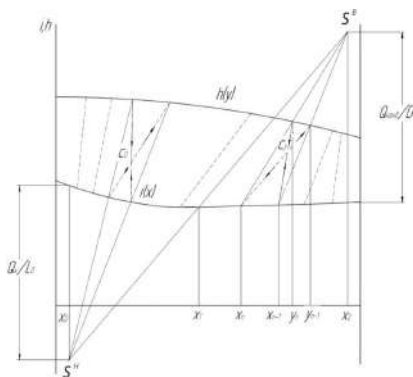


Рис. 3.14. Составы и энтальпии жидкости и пара

Точка C_j , характеризующая фиктивную смесь входящих на n -ю тарелку жидкости состава x_{n-1} и пара состава y_n , расположена в области парожидкостной смеси ближе к линии насыщенного пара, чем к кипящей жидкости. Это значит, что жидкости в этой смеси меньше, чем пара. Полученный в процессе тепломассообмена на тарелке паровой поток состава y_{n-1} будет также больше, чем уходящий с неё поток жидкости состава x_n . Меньший жидкостной поток лимитирует процесс теплообмена (а вместе с ним и массообмена) на всех тарелках укрепляющей колонны. На тарелках **отгонной** колонны, напротив, точка C_0 расположена ближе к линии кипящей жидкости, то есть доли парового потока (от суммарного прихода и ухода потоков жидкости и пара) всегда меньше доли жидкостного. На теоретической тарелке поток передаваемой от пара теплоты к жидкости, в соответствии с тепловым балансом отдельно взятой тарелки, определяется наименьшим потоком. Учитывая непостоянство отношения потоков жидкости L и пара V , среднее по колонне внутреннее энергосбережение (коэффициент использования пара) можно рассчитать по следующему выражению:

$$\varepsilon_n = \frac{\sum_{n=2}^{n_y} \left(\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} \right) + n_0}{n_y + n_0}. \quad (3.13)$$

Согласно формуле (3.13), сумма коэффициентов использования пара на тарелках укрепляющей колонны будет равна $\sum_{n=2}^{n_y} \left(\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} \right)$. Суммирование отношений потоков жидкости и пара начинается лишь со 2-й тарелки. Дело в том, что первой тарелкой в спецификации компьютерных расчетов считается полный конденсатор, в котором вся выделяющаяся при конденсации пара теплота передается охлаждающему агенту и перестает участвовать в разделительном процессе. Отметим и тот факт, что при полной конденсации пара в конденсаторе получается жидкость того же состава без какого-либо разделительного эффекта.

При расчете внутреннего энергосбережения не учитывается и последняя n -ая тарелка, поскольку уходящий из кипятильника пар образуется за счет подвода теплоты в кипятильнике. Внутреннее энергосбережение начинается с «работы» пара на $n-1$ тарелке. Таким образом, число «работающих» (энергосберегающих) тарелок на 2 меньше общего расчетного — $n-2$. Значения L_{n-1}/V_{n+1} для тарелок укрепляющей колонны в приводимых далее расчетах выделены жирным шрифтом.

На тарелках отгонной колонны потоки теплоты от конденсирующегося пара к кипящей жидкости зависят от величины парового потока. Здесь возможна максимальная энергетическая эффективность парового потока, то есть его конденсация с отдачей теплоты на испарение доли жидкостного потока. Заметим, что на всех тарелках ректификационной колонны доли потоков, участвующих в тепломассообменных процессах, определяются температурой. Последняя при разделении бинарных смесей, естественно, связана с составом балансовой парожидкостной смеси (т. C_y и C_θ), который, в свою очередь, зависит от составов и величин потоков, поступающих на тарелку.

3.3. Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с реальными тарелками

Коэффициент полезного действия (КПД) реальных тарелок ректификационных колонн зависит как от свойств разделяемой смеси, так

и от конструкции тарелок. Последняя должна обеспечить такой контакт между встречающимся паровым потоком с нижележащей тарелки и жидкостным потоком с вышележащей тарелки, при котором уходящие пар и жидкость смогли бы приблизиться к равновесию. Учитывая высокие коэффициенты теплоотдачи при конденсации пара и кипении жидкости [1, 19], определяющей становится межфазная поверхность контакта фаз на отдельной тарелке. По приведенным в [73, 74] данным, высота статического слоя жидкости, равная 40-50 мм, обеспечивает КПД колпачковой тарелки на уровне 90%. На величину КПД тарелки влияет, безусловно, и структура потоков на тарелке, и унос паровым потоком капель жидкости.

Изменение составов y_n и жидкости x_{n-1} , поступающих на n -ю **реальную** тарелку, представлено на рис. 3.15 стрелкой, не доходящей до линии равновесия. Уходящие с этой тарелки потоки пара (состава y_{n-1}) и жидкости (состава x_n) не достигают равновесия. КПД тарелок можно оценить как по концентрациям НКК в паре:

$$\eta^y = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_n^p - y_n}, \quad (3.14)$$

так и по концентрациям НКК в жидкости:

$$\eta^x = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1}^p - x_{n-1}}. \quad (3.15)$$

Как правило, их численные значения несколько различаются из-за нелинейной равновесной зависимости.

В общем случае КПД тарелки (ступени) зависит от пропускных способностей отдельных стадий процессов теплообмена и массообмена, которые определяются коэффициентами тепло- и массоотдачи в каждой из фаз, а также поверхностью контакта фаз (зависящей от физико-химических свойств потоков и конструкции контактных устройств).

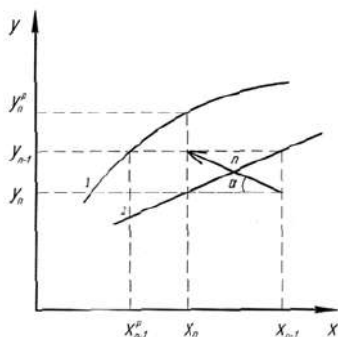


Рис. 3.15. Линия баланса на реальной n -й тарелке:
1 — линия равновесия, 2 — рабочая линия.

Рассмотренный выше тепломассообмен на теоретических тарелках (см. рис. 3.12) и сопутствующее ему внутреннее энергосбережение (конденсация пара с передачей выделяющейся теплоты конденсации встречному жидкостному потоку) в случае реальных тарелок с КПД тарелки $\eta = 50\%$ реализуется на двух ступенях. На рис. 3.16 представлено изменение составов жидкости и пара на n и $n+1$ тарелках. Из-за недостижения равновесия на каждой реальной тарелке линии балансов не доходят до линии равновесия 1 и заканчиваются ранее на так называемой кинетической кривой 3 (рис. 3.16, а).

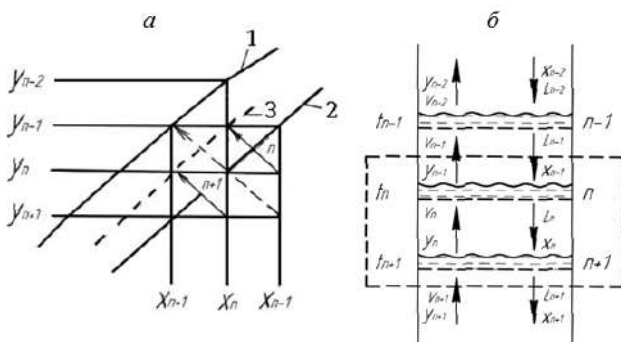


Рис. 3.16. Составы паровой и жидкой фаз на реальных тарелках.
КПД тарелки — 50%

Методы расчёта числа реальных тарелок с помощью кинетической кривой получили широкое распространение в середине прошлого века [75]. При рассмотрении внутреннего энергосбережения важно, что входящие в блок из двух тарелок (на рис. 3.16 показан штриховой линией) жидкость состава x_{n-1} и пар состава y_{n+1} на выходе из блока равновесны: y_{n-1} и x_{n+1} — точка на равновесной линии 1.

Это нетрудно доказать: из материального баланса по НКК для отдельно взятой n -й тарелки при постоянстве потоков жидкости L и пара V по высоте колонны (условие прямой рабочей линии):

$$Lx_{n-1} + Vy_n - Lx_n - Vy_{n-1} = 0$$

получаем

$$y_{n-1} - y_n = \frac{L}{V}(x_{n-1} - x_n). \quad (3.16)$$

Аналогично для $(n+1)$ -й тарелки имеем

$$y_n - y_{n+1} = \frac{L}{V}(x_n - x_{n+1}). \quad (3.17)$$

Складывая левые и правые части выражений (3.16) и (3.17), получаем

$$y_{n-1} - y_{n+1} = \frac{L}{V}(x_{n-1} - x_{n+1}). \quad (3.18)$$

Из (3.18) очевиден материальный баланс для контура, охватывающего n -ую и $(n+1)$ -ю тарелки:

$$V(y_{n-1} - y_{n+1}) = L(x_{n-1} - x_{n+1})$$

или

$$Lx_{n-1} + Vy_{n+1} - Lx_{n+1} - Vy_{n-1} = 0.$$

Составы пара y_{n-1} и жидкости x_{n+1} на выходе из контура с двумя реальными тарелками с КПД = 50% будут **равновесными** при **равной** движущей силе в пределах одной теоретической ступени. Например, по фазе y : $y_{n-1} - y_{n+1} = y_{n-2} - y_n$ (см. рис. 3.16, *a*).

Докажем это. Так, при КПД n -й тарелки, равном 50%, согласно (3.14) имеем

$$y_{n-1} - y_n = 0,5(y_{n-2} - y_n).$$

Аналогично для $(n+1)$ -й тарелки с КПД = 50%:

$$y_n - y_{n+1} = 0,5(y_{n-1} - y_{n+1}).$$

После сложения левых и правых частей равенств имеем

$$y_{n-1} - y_{n+1} = 0,5(y_{n-2} - y_n + y_{n-1} - y_{n+1})$$

или

$$y_{n-1} - y_{n+1} = 0,5(y_{n-1} - y_{n+1}) + 0,5(y_{n-2} - y_n),$$

откуда следует

$$y_{n-1} - y_{n+1} = y_{n-2} - y_n.$$

Когда в пределах одной теоретической ступени движущая сила изменяется ($y_{n-2} - y_n > y_{n-1} - y_{n+1}$), равновесные составы пара y_{n-1} и жидкости x_{n+1} имеют место при КПД $(n+1)$ -й тарелки — 50% и КПД n -й тарелки — меньше 50% (~44%) (см. рис. 3.17). При уменьшающейся движущей силе ($y_{n-2} - y_n < y_{n-1} - y_{n+1}$) картина будет противоположной.

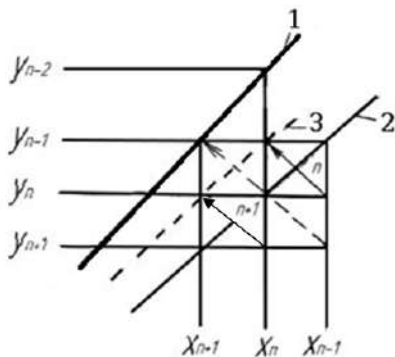


Рис. 3.17. Составы паровой и жидкой фаз на реальных тарелках.

КПД $n+1$ -й тарелки — 50%, а n -й тарелки — 44%:

1 — равновесная линия, 2 — рабочая линия, 3 — кинетическая кривая.

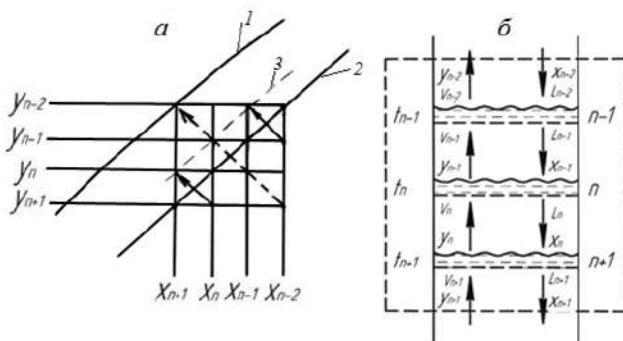


Рис. 3.18. Составы паровой и жидкой фаз на реальных тарелках.
КПД тарелки — 33,3%

При работе реальных тарелок с КПД на уровне 33,3% результирующий эффект одной теоретической тарелки обеспечивается в блоке из трёх тарелок (рис. 3.18), а кинетическая линия 3 располагается ближе к рабочей линии 2, нежели к равновесной линии 1 (рис. 3.18, а). Здесь увеличение концентрации НКК в паровом потоке на одной теоретической тарелке равно разности составов выходящего из блока пара y_{n-2} и входящего в него пара y_{n+1} .

3.4. Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с непрерывным контактом фаз

При противоточном непрерывном контакте пара и жидкости в аппаратах пленочного типа и насадочных колоннах составы взаимодействующих потоков изменяются непрерывно. Тепломассообмен на элементарной поверхности контакта может быть представлен в виде бесконечно малой величины стрелками (на рис. 3.19 они утрированно увеличены). Результирующий эффект тепломассообмена одной **теоретической тарелки** (увеличение концентрации НКК в паре на величину $y_p - y$) обеспечивается в противоточных ректификационных насадочных (и пленочных тоже) колоннах на участке **высотой, эквивалентной теоретической тарелке** (ВЭТТ). Внутреннее энергосбережение и в этом случае зависит от отношения жидкостного и парового потоков

в укрепляющей секции и числа **теоретических** тарелок в укрепляющей и отгонной секциях колонны.

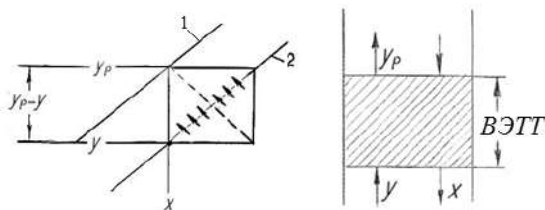


Рис. 3.19. Изменение составов жидкости и пара при непрерывном противотоке фаз:

1 — равновесная линия, 2 — рабочая линия.

Таким образом, внутреннее энергосбережение в реальных ректификационных колоннах **любого** типа зависит от отношения потоков жидкости и пара по колонне, числа **теоретических** тарелок в укрепляющей и отгонной частях колонны (точнее, от их соотношения) и энергетического уровня исходной смеси на входе в колонну [54]. Количественная оценка внутреннего энергосбережения (коэффициента использования парового потока) в колонне может быть найдена с помощью формул (3.9), (3.11), (3.12) и (3.13).

О методах расчёта высоты ректификационных колонн насадочного типа

Обычно в учебной и научной литературе [1, 2, 78] рассматриваются три метода расчёта необходимой высоты слоя насадки $H_{\text{нас}}$.

Наиболее простой метод расчёта $H_{\text{нас}}$ — по числу тарелок n , необходимых для обеспечения заданной степени разделения, умноженных на высоту слоя насадки, обеспечивающую эффект разделения на теоретической тарелке (ВЭТТ) или, что то же самое, теоретической ступени (ВЭТС).

$$H_{\text{нас}} = n \cdot \text{ВЭТТ}. \quad (3.19)$$

Несколько точнее аналогичный предыдущему другой метод расчёта высоты насадки $H_{\text{нас}}$, базирующийся на числе единиц переноса

ЧЕП (вместо числа теоретических тарелок) и, соответственно, высоте единицы переноса (ВЕП).

$$H_{\text{нас}} = \text{ЧЕП} \cdot \text{ВЕП}. \quad (3.20)$$

Повышенная точность этого расчёта обязана учёту изменения движущей силы ($y_p - y$ или $x - x_p$) в пределах одной единицы переноса.

Третий метод расчёта базируется на двухфленочной теории массопередачи, предложенной Льюисом и Уитменом [77, 78] для процессов абсорбции и десорбции, согласно которой сопротивление массопереносу каждой из фаз сосредоточено в пограничных пленках, а на границах раздела фаз отсутствует сопротивление переносу вещества, то есть концентрации переходящего компонента в фазах на этой границе равновесны. В монографии В. М. Рамма [78] предложена формула, учитывающая сопротивление самой границы раздела фаз, однако расчет этого сопротивления до сих пор не разработан в той степени, чтобы им можно было пользоваться.

Скорость переноса вещества в пограничных пленках характеризуется коэффициентами массоотдачи β_x и β_y соответственно в жидкой и газовой фазах. Значения коэффициентов массоотдачи зависят от коэффициентов диффузии вещества в пограничных пленках D_x и D_y соответственно и их толщин δ_x и δ_y :

$$\beta_x = \frac{D_x}{\delta_x} \text{ и } \beta_y = \frac{D_y}{\delta_y}. \quad (3.21)$$

Интенсивность перехода вещества из одной фазы в другую оценивается коэффициентами массопередачи K_x и K_y , зависящими от коэффициентов массоотдачи β_x и β_y и определяемыми по формулам

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} \text{ и } K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (3.22)$$

где $m = \left(\frac{y}{x}\right)_p$ — коэффициент распределения вещества между фазами при равновесии.

Использование в массопередаче двух коэффициентов K_x и K_y (в отличие от одного в теплопередаче) обусловлено возможностью (иногда — необходимостью, удобством) измерять движущую силу

процесса как разность равновесной и рабочей концентраций либо в газовой фазе ($y_p - y$), либо в жидкой ($x - x_p$). Кстати, коэффициент распределения m в формулах (3.22) обеспечивает перевод концентраций y в x и наоборот.

Из основного уравнения массопередачи

$$M = K_y \Delta_y F \text{ или } M = K_x \Delta_x F \quad (3.23)$$

при известных движущих силах процесса массопередачи Δ_y и Δ_x и рассчитанных по формулам (3.22) K_x и K_y может быть найдена необходимая поверхность массопередачи F . Поток переходящего из одной фазы в другую вещества M определяется, как правило, поставленной задачей и находится из материального баланса.

В предположении, что поверхность массопередачи **равна** поверхности всех элементов насадки, необходимая высота $H_{\text{нас}}$ определяется по формуле

$$H_{\text{нас}} = \frac{F}{f_a \cdot F_{\text{уд}}}, \quad (3.24)$$

где f_a — сечение аппарата, м^2 ; $F_{\text{уд}}$ — удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Сечение аппарата f_a определяется из условий оптимальной скорости движения газового потока в аппарате.

Опыт эксплуатации **абсорберов** и **десорберов**, спроектированных с использованием теории массопереноса Льюиса — Уитмена, подтвердил [78] корректность проведенного расчёта.

При этом было установлено, что в большинстве случаев основное сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе. Это вполне объяснимо, так как коэффициент диффузии в жидкой фазе D_x на 3–4 порядка меньше, чем в газовой фазе D_y . Именно поэтому при конструировании абсорберов и десорберов основное внимание уделяется увеличению поверхности контакта фаз F и пропускной способности стадии массоотдачи $\beta_x F$. Заметим, что в тарельчатых абсорбционных аппаратах КПД реальных тарелок крайне низок и составляет иногда всего 5–10%.

В ректификационных колоннах КПД реальных тарелок достаточно высок и достигает 90–95% [24, 74]. В научной литературе [69–71, 75] это объяснено тем, что при ректификации основное сопротивление сосредоточено в паровой фазе. В этом случае должно соблюдаться неравенство $\beta_y < \frac{\beta_x}{m}$. Ошибочность такого представления легко объяснить с помощью формул (3.21). Даже при равенстве $\beta_y = \beta_x/m$ получаем

$$\frac{D_y}{\delta_y} = \frac{D_x}{m\delta_x},$$

откуда следует, что

$$\delta_y = \frac{D_y}{D_x} \delta_x m. \quad (3.25)$$

При разделяемости смеси $P = 0,4$ (при этом коэффициент относительной летучести $\alpha = 2,25$) коэффициент распределения m меняется в пределах от 1 (при больших значениях x и y) до 2 (при малых концентрациях x и y). Учитывая, что D_y больше D_x на 3–4 порядка, то даже при $\delta_x = 0,1$ мм толщина модельного пограничного слоя в паровой фазе составит 100–1000 мм, что абсолютно не укладывается в рамки двухфазной теории массопередачи. Таким образом, применение двухфазной теории Льюиса — Уитмена для процесса ректификации неправомерно, и, следовательно, третий метод расчёта неприемлем. Добавим к этому грубое допущение о том, что поверхность массопередачи равна поверхности насадочных тел. Во-первых, не факт, что вся поверхность насадочных тел является смоченной. Во-вторых, возможно каплеобразование при стекании пленки с элемента насадки.

Механизм массообмена при ректификации связан, прежде всего, с тепловыми процессами, а именно с конденсацией парового потока за счёт меньшей температуры жидкости на тарелке и испарением поступающей с вышеразположенной тарелки жидкости. Этот механизм подробно рассмотрен в разделе 3.2.

Таким образом, наиболее надёжным методом расчета высоты слоя насадки $H_{\text{нас}}$ следует считать первый метод (формула (3.19)). При этом высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ), жела-

тельно принимать на основании опытных данных аналогичных промышленных установок. В отсутствие таких данных для расчета ВЭТТ можно использовать эмпирические уравнения, приводимые в справочной литературе [79]. Последние, как правило, хорошо согласуются с результатами проведенных экспериментов, а их применимость при расчете аппаратов других размеров и конструкций, а также при работе с другими смесями, весьма ограничена.

3.5. Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с отводом теплоты для нагревания исходной смеси

Как отмечено ранее в разделах 1.4.2.3 и 2.5, исходное сырье может подаваться в колонну в различных состояниях: в виде недогретой до температуры кипения жидкости, в виде кипящей жидкости, в виде парожидкостной смеси и в виде насыщенного или перегретого пара. Проведен детальный анализ влияния энергетического уровня вводимой в колонну смеси на тепловые потоки в кипятильнике Q_k и конденсаторе $Q_{\text{конд}}$, а также на суммарные затраты (включая затраты в подогревателе исходной смеси).

Было установлено, что одним из способов снижения затрат теплоты при ректификации является подача исходной смеси в колонну без предварительного нагрева в теплообменнике. За счет увеличенного в этом случае парового потока в отгонной колонне и соответствующего повышенного внутреннего энергосбережения в ней увеличивается и внутреннее энергосбережение в целом по колонне.

Естественным следующим шагом стал поиск оптимального варианта нагрева исходной смеси за счет парового потока в колонне. Для этого сравнили четыре варианта нагрева исходной смеси. Кроме рассмотренных ранее двух вариантов подачи в колонну исходной смеси: традиционного (схема «а» на рис. 3.20) и варианта подачи в колонну исходной смеси без подогрева (схема «б»), найдены суммарные затраты теплоты в двух новых вариантах нагрева исходной смеси (схемы «в» и «г»). В варианте схемы «в» исходная смесь нагревается паром, отводимым из укрепляющей части колонны с возвратом конденсата

обратно в колонну, или, что то же самое, введением в колонну теплообменника (поверхность теплообмена F_{Π}) с целью нагрева исходной смеси от t_x до t' . Температура нагрева исходной смеси t' в этом случае несколько ниже t_1 из-за уменьшения температуры к верху колонны. В четвертом варианте (схема «з») нагревание исходной смеси осуществляется паровым потоком с самой верхней тарелки колонны. Поскольку температура пара вверху колонны минимальна, то конечная температура исходной смеси t'' на выходе из подогревателя меньше t' (схема «в»).

Найдем затраты теплоты в кипятильнике и внутреннее энерго-сбережение в ректификационной колонне при нагревании исходной смеси от t_x до t' паровым потоком в середине укрепляющей части колонны.

Схема работы такой ректификационной колонны представлена на рис. 3.21. Здесь нагревание исходной смеси от t_x до t' происходит за счет конденсации части парового потока и увеличения потока жидкости по колонне за счет образовавшегося конденсата. Укрепляющую часть колонны разделим на 2 секции с числом тарелок n_1^y (вверху) и n_2^y (внизу — до тарелки питания). При допущении $r_A = r_B = r$ поток флегмы в первой секции постоянен и равен $L = R \cdot D$, где D — поток дистиллята, R — флегмовое число.

Определим величины потоков пара и жидкости во второй (средней) секции колонны. За счет отвода теплоты на подогрев исходной смеси L_1 теплоемкостью c_1 от температуры t_x до t' в количестве

$$Q_{\Pi} = L_1 c_1 (t' - t_x), \quad (3.26)$$

часть парового потока V_2 , а именно

$$\Delta V_2 = V_2 - V = \frac{L_1 c_1 (t' - t_x)}{r} \quad (3.27)$$

конденсируется. Поток образующегося конденсата $\Delta L_2 = \Delta V_2$ вместе с потоком флегмы из первой секции L образует жидкостной поток во второй секции $L_2 = L + \Delta L_2$ (рис. 3.21).

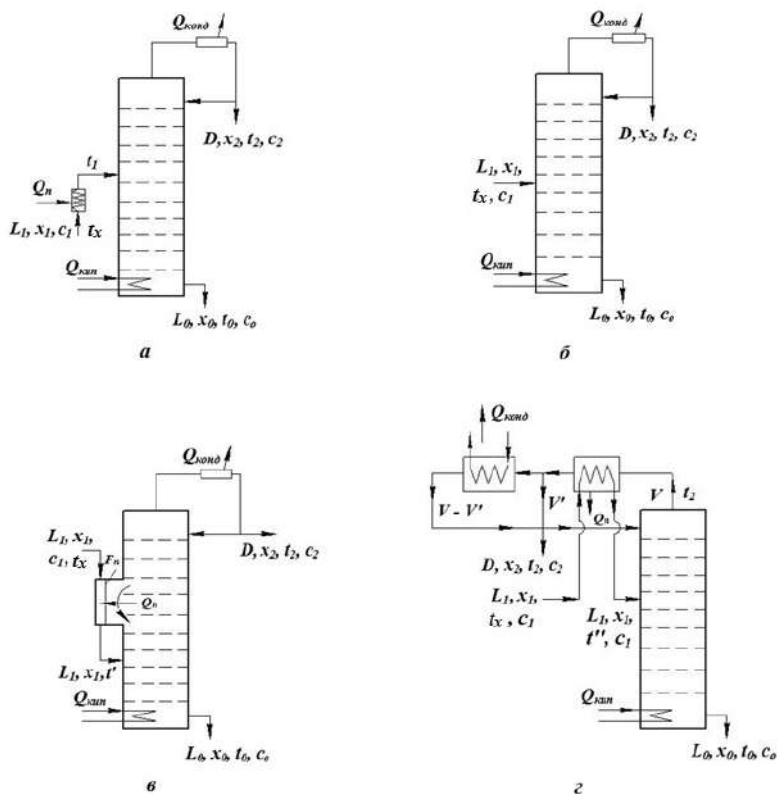


Рис. 3.20. Различные варианты нагрева исходной смеси перед подачей в колонну

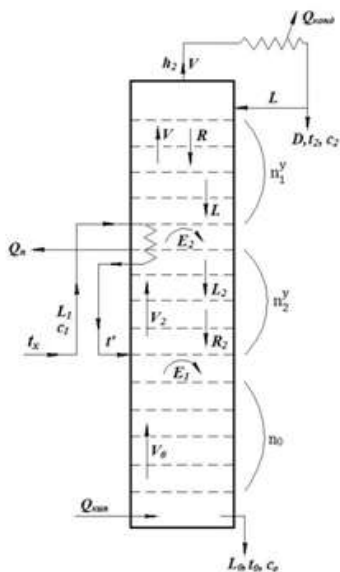


Рис. 3.21. *Потоки жидкости и пара по колонне*

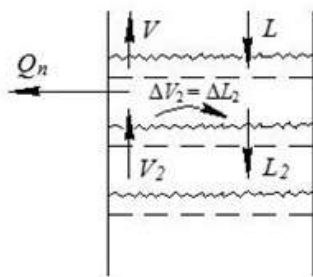


Рис. 3.22. *Изменение жидкостного и парового потоков на тарелке при нагревании исходной смеси*

Из (3.27) следует, что

$$V_2 = V + \frac{L_1 c_1 (t' - t_x)}{r} = V + L_1 (E_2 - 1), \quad (3.28)$$

где $E_2 - 1$ — поток пара в кмоль для нагрева 1 кмоль исходной смеси от температуры t_x до t' .

Соответственно

$$L_2 = L + L_1 (E_2 - 1).$$

С допущением равенства теплот парообразования компонентов смеси из отношения L_2/V_2 , определяющего тангенс угла наклона рабочей линии во второй секции, можно найти флегмовое число R_2 в этой секции.

Так как

$$\frac{L_2}{V_2} = \frac{R_2}{R_2+1}, \text{ то } 1 + \frac{1}{R_2} = \frac{V_2}{L_2},$$

отсюда

$$R_2 = \frac{L_2}{V_2 - L_2}. \quad (3.29)$$

Очевидно, что $R_2 > R$, и поэтому угол наклона рабочей линии в этой секции больший, чем в первой (рис. 3.23).

На тарелке питания исходная смесь L_1 нагревается от t' до t_1 за счет конденсации парового потока в количестве

$$\Delta V_1 = V_0 - V_2 = \frac{L_1 c_1 (t_1 - t')}{r}, \quad (3.30)$$

где V_0 — поток пара в отгонной части колонны.

Таким образом, поток пара в отгонной колонне:

$$V_0 = V_2 + \frac{L_1 c_1 (t_1 - t')}{r} = V_2 + L_1 (E_1 - 1). \quad (3.31)$$

Учитывая выражение (3.28), получаем

$$V_0 = V + L_1 (E_2 - 1) + L_1 (E_1 - 1). \quad (3.32)$$

Так как

$$E_1 - 1 = \frac{c_1 (t_1 - t')}{r},$$

$$E_2 - 1 = \frac{c_1 (t' - t_x)}{r},$$

$$\text{то } (E_1 - 1) + (E_2 - 1) = \frac{c_1}{r} (t_1 - t' + t' - t_x) = \frac{c_1 (t_1 - t_x)}{r} = E - 1,$$

и выражение (3.32) принимает вид

$$V_0 = V + L_1 (E - 1). \quad (3.33)$$

При допущении равенства энтальпии входящей в колонну кипящей исходной смеси $L_1 c_1 t_1$ и продуктов разделения $D c_2 t_2 + L_0 c_0 t_0$ получаем

$$Q_k = Q_{\text{конд}} + Q_{\text{п}} + L_1 c_1 (t_1 - t'). \quad (3.36)$$

Так как $Q_{\text{конд}} = D(R + 1)r$, то с учетом (3.21) для $Q_{\text{п}}$ имеем:

$$\begin{aligned} Q_k &= D(R + 1)r + L_1 c_1 (t' - t_x) + L_1 c_1 (t_1 - t'), \\ Q_k &= D(R + 1)r + L_1 c_1 (t_1 - t_x). \end{aligned} \quad (3.37)$$

Формула (3.37) аналогична полученной ранее обобщенной формуле (2.85).

Согласно (3.37), затраты теплоты определяются, прежде всего, величиной флегмового числа R , так как поток верхнего продукта D и его теплота парообразования r фиксированы при заданной степени разделения. Второе слагаемое в правой части (3.37) при заданной температуре исходной смеси t_x всегда одно и то же.

Поскольку флегмовое число R для схемы «в» на рис. 3.20 минимально (см. рис. 3.23), то этот вариант нагрева исходной смеси является наименее затратным. Внутреннее энергосбережение при этом максимально. Чем выше в колонне будет производиться нагрев исходной смеси, тем больше будет внутреннее энергосбережение за счет большего потока флегмы на большем числе тарелок в укрепляющей части колонны.

Эти выводы подтверждены сравнительным расчетом суммарных затрат теплоты при различных способах нагрева исходной смеси. Расчет выполнен [84] с помощью программного обеспечения HYSYS 3.2. В таблице 3.1 приведены результаты расчета при разделении 0,01 кмоль/с бинарной смеси бензол — толуол эквимолярного состава с получением продуктов разделения 98% мол. чистоты.

Из таблицы 3.1 видно, что наибольшие суммарные затраты теплоты имеют место в традиционном варианте (схема «а»). Это объясняется отсутствием какого-либо энергосбережения в отдельном подогревателе исходной смеси. Затраченный в нем пар далее уходит в виде

конденсата. Он «не работает», в отличие от пара, движущегося по колонне. Меньшие затраты теплоты по схемам «б» и «в» связаны с большим внутренним энергосбережением в колонне за счет увеличенного парового потока в отгонной и частично в укрепляющей секциях, ведь часть его идет на нагревание исходной смеси. А до места нагрева «работает» больший паровой поток, чем в традиционном варианте.

Таблица 3.1. Затраты теплоты и внутреннее энергосбережение в колонне

Величина	Схема «а»	Схема «б»	Схема «в»	Схема «г»
Температура смеси на входе в колонну, °С	92,3	20	80	75,6
Затраты теплоты в подогревателе $Q_{\text{п}}$, кВт	117,4	—	—	—
Затраты теплоты в кипяильнике $Q_{\text{к}}$, кВт	414,8	483	481	444
Суммарные затраты, кВт	532,2	483	481	444
Флегмовое число R	1,69	1,35	1,33	1,66
Число теоретических тарелок	18	18	18	18
Внутреннее энергосбережение в колонне	0,814	0,932	0,941	0,847
Внешнее энергосбережение	Отсутствует	Отсутствует	Отсутствует	Есть

При нагревании исходной смеси паровым потоком с верхней тарелки колонны (или, что то же самое, после выхода паров из колонны) суммарные затраты теплоты минимальны (схема «г»). Заметим, однако, что это уже **не внутреннее, а внешнее** энергосбережение (даже если теплообменник находится в самой колонне). Под внутренним энергосбережением следует понимать, как отмечено выше, многократную «работу» (конденсацию) пара на тарелках ректификационной колонны. Здесь внутреннее энергосбережение немного больше, чем в традиционном варианте ($0,847 > 0,814$) из-за подачи в колонну недогретой до кипения исходной смеси, а уменьшение затрат теплоты до 444 кВт связано с рекуперацией теплоты выходящего из колонны парового потока.

Безусловная выгода такой рекуперации заключается в том, что этот паровой поток хорошо (многократно) «отработал» в колонне.

Анализ результатов расчета затрат теплоты при ректификации показал, что суммарные затраты (с учетом предварительного нагрева исходной смеси) зависят от внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне. Последнее повышается при подаче в колонну недогретой до кипения смеси за счет увеличенного парового потока в отгонной ее части. Уменьшение флегмового числа хоть и приводит к некоторому ухудшению внутреннего энергосбережения в укрепляющей части колонны, но в целом по колонне оно увеличивается. Этим и объясняется уменьшение суммарных затрат на проведение процесса.

3.6. Внутреннее энергосбережение при ректификации трехкомпонентных смесей

Среднее энергосбережение установки при разделении трехкомпонентных смесей по схеме «а» на рис. 1.35 можно рассчитать с учетом энергосбережения в колоннах \mathcal{E}_{H1} (в колонне 1) и \mathcal{E}_{H2} (в колонне 2) и величин паровых потоков V_1 и V_2 в колоннах по формуле

$$\mathcal{E}_H = \mathcal{E}_{H1} \frac{V_1}{V_1 + V_2} + \mathcal{E}_{H2} \frac{V_2}{V_1 + V_2}, \quad (3.38)$$

где V_1 — поток пара в 1-й колонне, кмоль/сек, V_2 — поток пара во 2-й колонне, кмоль/с, $V_1 = \frac{Q'_k}{r_{BC}}$, $V_2 = \frac{Q''_k}{r_C}$, r_{BC} и r_C — удельные теплоты парообразования кубовых жидкостей в 1-й и 2-й колоннах соответственно.

Для схемы «б» величины паровых потоков в колоннах — $V_1 = \frac{Q'_k}{r_C}$ и $V_2 = \frac{Q''_k}{r_B}$, а выражение (3.38) остается неизменным. Естественно, что значение величин \mathcal{E}_{H1} и \mathcal{E}_{H2} отличаются в вариантах «а» и «б» и рассчитываются по формуле (3.9) или (3.11), если в исходной смеси присутствует пар с долей ψ .

Аналогичным образом можно найти внутреннее энергосбережение в системе, состоящей из 3-х и более колонн.

Глава 4. Анализ внутреннего энергосбережения как способ выбора оптимальных схем ректификации бинарных и многокомпонентных смесей

Зависимость затрат теплоты при ректификации от внутреннего энергосбережения в колонне проще всего проследить на примере разделения бинарной смеси.

4.1. Взаимосвязь внутреннего энергосбережения и затрат теплоты при ректификации бинарных смесей

Сначала рассмотрим зависимость затрат теплоты от внутреннего энергосбережения при разделении бинарной смеси различных составов в случае подачи ее в колонну при температуре кипения с получением продуктов одинаковой чистоты.

4.1.1. Влияние состава исходной смеси на затраты теплоты при одинаковой чистоте получаемых продуктов

В главе 2 показано, что минимальные удельные затраты теплоты на разделение методом перегонки зависят от критерия разделения E_N , характеризующего качество разделения, способности жидкой бинарной смеси разделяться методом перегонки (разделяемость смеси P) и от состава исходной смеси x_1 . Непонятная, на первый взгляд, зависимость (2.21) удельных затрат теплоты от состава исходной смеси x_1 (с увеличением концентрации НКК в исходной смеси затраты увеличиваются) становится очевидной при оценке внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне. В самом деле, при увеличении x_1 уменьшается минимальное (и рабочее) флегмовое число и, в соответствии с формулой (3.9), уменьшается внутреннее энергосбережение. Это приводит, естественно, к увеличению затрат теплоты при одинаковом критерии разделения E_N . Для подтверждения этого был выполнен вычислительный эксперимент с помощью программного пакета Aspen Plus и определены затраты теплоты для разделения методом ректификации $L_I = 2$ кг/с смеси бензол — толуол с получением 98% бензола в дистилляте и 98% толуола в кубовом остатке при коэффициенте

избытка флегмы $\sigma = 1,1$. Для обеспечения одинакового критерия разделения E_N составы исходной смеси выбирались так, чтобы величина E_N , рассчитываемая по формуле (2.8) была одной и той же. Так, при $x_1 = 0,2$ и $x_I = 0,8$ значение $E_N = 0,9141$; при $x_1 = 0,3$ и $x_I = 0,7$ величина $E_N = 0,9444$ и т. д.

Таблица 4.1. Затраты теплоты при ректификации и внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_n . Смесь: бензол — толуол, $\sigma=1,1$.

Величина	$x_1 = 0,2$	$x_I = 0,8$	$x_1 = 0,3$	$x_I = 0,7$	$x_1 = 0,4$	$x_I = 0,6$
Критерий E_N	0,9141		0,9444		0,9566	
$x_2, \frac{\text{кмоль НКК}}{\text{кмоль смеси}}$	0,98	0,9831	0,9794	0,9797	0,9804	0,9797
$x_0, \frac{\text{кмоль НКК}}{\text{кмоль смеси}}$	0,0199	0,0207	0,0203	0,0212	0,0196	0,0203
Флегмовое число R	4,2	0,75	2,6	1	1,8	1,12
Число тарелок n	22	21	21	21	24	24
Тарелка питания	12	11	11	13	12	13
Верхний продукт, кмоль/с	0,0042	0,02	0,0066	0,0173	0,0092	0,0144
Поток пара, кмоль/с $V = D(R+1)$	0,0218	0,035	0,0232	0,0346	0,0256	0,0305
Поток флегмы, кмоль/с $L = D R$	0,0176	0,015	0,0173	0,0173	0,0165	0,016
Отношение L/V	0,807	0,428	0,746	0,5	0,6433	0,529
Энергосбережение в колонне, \mathcal{E}_n	0,895	0,7	0,854	0,69	0,821	0,744
Затраты теплоты, кВт	675	1081	739	1064	811	946

Результаты расчета представлены в таблице 4.1. В нижней строке приведены затраты теплоты в кипятильнике, в кВт. Там же приведены значения флегмовых чисел и вычисленные по формуле (3.9) значения внутреннего энергосбережения \mathcal{E}_n в колонне. Видно, что при

одинаковых критериях разделения E_N затраты теплоты на разделение меньше при большем внутреннем энергосбережении \mathcal{E}_n . Например, при $E_N = 0,9141$ в случае $x_1 = 0,2 \frac{\text{кмоль бензола}}{\text{кмоль смеси}}$ при флегмовом числе $R = 4,2$ и значении $\mathcal{E}_n = 0,895$ затраты теплоты составляют 675 кВт, а при $R = 0,75$ и $\mathcal{E}_n = 0,700$ затраты теплоты 1081 кВт.

Таблица 4.2. Затраты теплоты при ректификации и внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_n . Смесь: бензол — толуол, $\sigma=1,3$.

Величина	$x_I = 0,2$	$x_I = 0,8$	$x_I = 0,3$	$x_I = 0,7$	$x_I = 0,4$	$x_I = 0,6$
Критерии E_p	0,9411		0,9444		0,9566	
$x_2, \frac{\text{кмоль НКК}}{\text{кмоль смеси}}$	0,9808	0,9831	0,9802	0,9752	0,9807	0,9821
$x_0, \frac{\text{кмоль НКК}}{\text{кмоль смеси}}$	0,0198	0,0208	0,0199	0,0200	0,0193	0,0207
Флегмовое число R	5,2	1,05	3,7	1,217	2,5	1,5
Число тарелок n	17	16	16	16	17	17
Тарелка питания	9	9	9	9	9	9
Верхний продукт, кмоль/с	0,0042	0,0200	0,006644	0,01732	0,00915	0,0144
Поток пара, кмоль/с $D = P(R+1)$	0,0260	0,0410	0,0312	0,0384	0,032	0,036
Поток флегмы, кмоль/с $L = PR$	0,0218	0,0210	0,0245	0,0211	0,0229	0,0216
Отношение L/D	0,8387	0,512	0,788	0,549	0,715	0,600
Энергосбережение в колонне, \mathcal{E}_n	0,915	0,726	0,880	0,746	0,849	0,788
Затраты теплоты, кВт	805	1266	965	1188	990	1112

Результаты расчета затрат теплоты для той же смеси бензол — толуол с получением продуктов разделения того же качества, но при работе с коэффициентом избытка флегмы $\sigma = 1,3$ представлены в таблице 4.2.

При увеличении σ (R тоже) затраты теплоты на разделение, естественно, растут, но (важно!) при большем внутреннем энергосбережении в колонне они всегда меньше (при одинаковых критериях разделения).

4.1.2. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на внутреннее энергосбережение и затраты теплоты при ректификации

Расчеты затрат теплоты выполнены при разделении двух бинарных смесей: бензол — толуол и ацетон — бензол. При этом производительность и состав исходной смеси оставались одинаковыми. Параметрами являлись чистота получаемых продуктов и степень их нагрева (всегда от $t_x = 20^\circ\text{C}$) в подогревателе исходной смеси (рис. 4.1).

Смесь бензол — толуол эквимолярного состава делилась в колонне с получением бензола и толуола одинаковой чистоты, а именно 99, 97 и 95%. При таких (симметричных) разделениях продуктовые потоки равны $D = L_0 = L_1/2$. Поэтому расчет внутреннего энергосбережения в колонне выполнялся по формуле (3.11) с учетом $L_1/D = 2$:

$$\mathcal{E}_n = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_0} + \left[1 - \frac{2\psi}{(R+1)} \right] \frac{n_0}{n_y + n_0} \quad (3.11)$$

или

$$\mathcal{E}_n = \mathcal{E}_n^y \frac{n_y}{n_y + n_0} + \mathcal{E}_n^o \frac{n_0}{n_y + n_0}, \quad (3.12)$$

где $\mathcal{E}_n^y = R/(R+1)$ — энергосбережение на тарелках укрепляющей колонны, $\mathcal{E}_n^o = 1 - 2\psi/(R+1)$ — энергосбережение на тарелках отгонной колонны.

Результаты расчетов необходимого числа тарелок в колонне, затрат теплоты в кипятильнике и суммарных, а также энергосбережения в колонне представлены в таблицах 4.3–4.5, а зависимости суммарных

затрат и внутреннего энергосбережения в колонне при различных значениях доли пара ψ в исходной смеси приведены на рис. 4.2–4.4 при чистоте получаемых продуктов 99, 97 и 95% соответственно. Из таблиц видно, что при уменьшении чистоты получаемых продуктов разделения затраты теплоты в кипятильнике и суммарные, как и следовало ожидать, снижаются. При этом затраты теплоты в подогревателе, естественно, остаются независимыми от чистоты разделения.

Из таблиц 4.3–4.5 и рисунков 4.2–4.4 также видно, что при увеличении доли пара в исходной смеси после подогревателя энергосбережение в колонне уменьшается из-за сниженного парового потока в отгонной колонне. А это, естественно, приводит к увеличению суммарных затрат теплоты на процесс разделения [54].

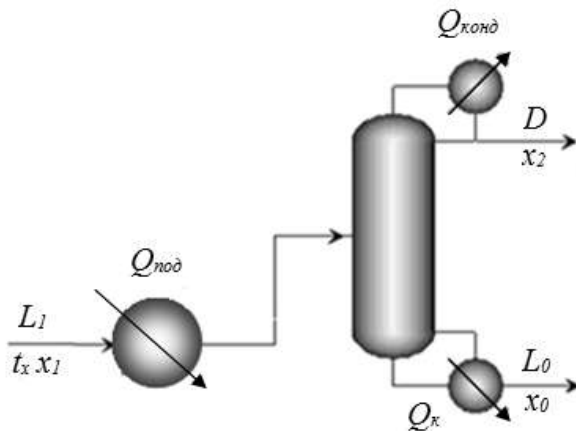


Рис. 4.1. Ректификационная колонна с подогревателем исходной смеси

Аналогичные расчеты выполнены для системы ацетон — бензол. Коэффициент избытка флегмы здесь также принят равным 1,1, а чистота получаемых продуктов разделения принята тоже 99, 97 и 95%. Результаты расчетов приведены в таблицах 4.6–4.8, а зависимости суммарных затрат и внутреннего энергосбережения — на рис. 4.5–4.7. Анализ этих результатов приводит к таким же выводам, которые были сделаны для смеси бензол — толуол.

Таблица 4.3. Результаты расчета внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты.

Смесь: бензол — толуол; $x_2 = 0,99$, $x_0 = 0,01$, $\sigma = 1,1$

ψ	R_{min}	R	n_y	n_o	\mathcal{E}_H^y	\mathcal{E}_H^o	\mathcal{E}_H	Q_{Σ} , МВт	$Q_{под}$, МВт	Q_{Σ} , МВт
-0,362	1,174	1,300	14	15	0,565	1,315	0,953	1,339	0,000	1,339
-0,211	1,214	1,335	14	15	0,572	1,181	0,887	1,267	0,088	1,355
0,000	1,353	1,488	14	15	0,598	1	0,806	1,083	0,338	1,421
0,200	1,486	1,635	13	15	0,620	0,848	0,742	0,966	0,517	1,484
0,400	1,651	1,816	12	15	0,645	0,716	0,685	0,863	0,698	1,562
0,600	1,851	2,036	11	16	0,671	0,605	0,609	0,78	0,881	1,656
0,800	2,086	2,295	11	16	0,697	0,514	0,589	0,70	1,064	1,768
1,000	2,353	2,588	12	14	0,721	0,443	0,571	0,65	1,248	1,894

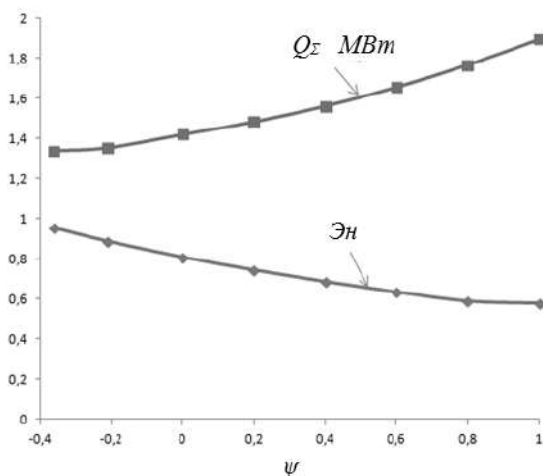


Рис. 4.2. Зависимость внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты Q_{Σ} от доли пара в исходной смеси.

Смесь: бензол — толуол; $x_2 = 0,99$, $x_0 = 0,01$

Таблица 4.4. Результаты расчета внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты.

Смесь: бензол — толуол; $x_2 = 0,97$, $x_0 = 0,03$, $\sigma = 1,1$

ψ	R_{min}	R	n_y	n_o	Δn^y	Δn^o	Δn	Q_k , МВт	$Q_{под}$, МВт	Q_{Σ} , МВт
-0,362	1,065	1,172	11	12	0,539	1,333	0,953	1,286	0	1,285
-0,211	1,130	1,243	11	12	0,554	1,188	0,885	1,183	0,133	1,316
0,000	1,252	1,377	11	12	0,579	1	0,779	1,036	0,338	1,374
0,200	1,387	1,526	10	12	0,604	0,842	0,734	0,921	0,517	1,438
0,400	1,550	1,708	9	12	0,631	0,705	0,673	0,819	0,698	1,517
0,600	1,753	1,928	8	13	0,658	0,590	0,616	0,731	0,881	1,611
0,800	1,987	2,186	7	13	0,686	0,498	0,564	0,659	1,064	1,723
1,000	2,252	2,477	9	11	0,712	0,427	0,554	0,601	1,248	1,848

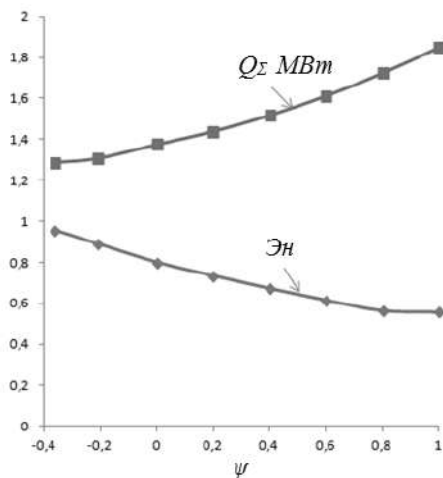


Рис. 4.3. Зависимость внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты Q_{Σ} от доли пара в исходной смеси.

Смесь: бензол — толуол; $x_2 = 0,97$, $x_0 = 0,03$

Таблица 4.5. Результаты расчета внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты.

Смесь: бензол — толуол; $x_2 = 0,95$, $x_0 = 0,05$, $\sigma = 1,1$

ψ	R_{min}	R	n_y	n_o	Δn^y	Δn^o	Δn	Q_{κ} , МВт	$Q_{под}$, МВт	Q_{Σ} , МВт
-0,362	0,957	1,053	10	11	0,513	1,353	0,953	1,235	0,000	1,235
-0,211	1,000	1,100	10	11	0,524	1,201	0,879	1,168	0,088	1,256
0,000	1,151	1,266	9	11	0,559	1	0,801	0,989	0,338	1,327
0,200	1,289	1,418	8	11	0,586	0,835	0,730	0,876	0,517	1,393
0,400	1,460	1,61	7	11	0,617	0,693	0,664	0,778	0,698	1,476
0,600	1,656	1,822	7	11	0,646	0,575	0,602	0,687	0,881	1,568
0,800	1,889	2,078	6	12	0,675	0,480	0,545	0,614	1,064	1,678
1,000	2,151	2,366	8	9	0,703	0,409	0,546	0,555	1,248	1,803

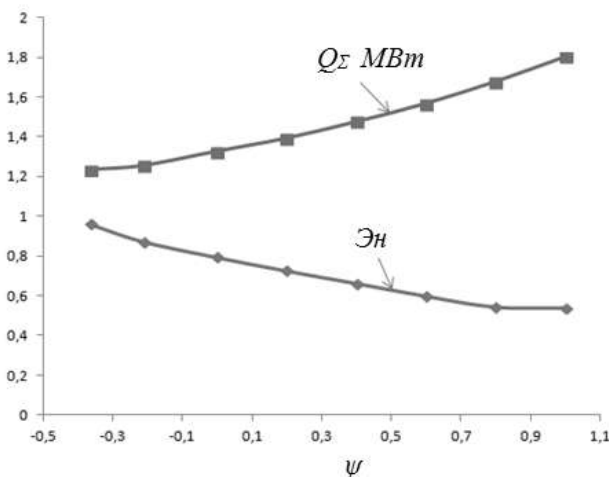


Рис. 4.4. Зависимость внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты Q_{Σ} от доли пара в исходной смеси.

Смесь: бензол — толуол; $x_2 = 0,95$, $x_0 = 0,05$

Таблица 4.6. Результаты расчета внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты.

Смесь: ацетон — бензол; $x_2 = 0,99$, $x_0 = 0,01$, $\sigma = 1,1$

ψ	R_{min}	R	n_y	n_o	ΔH^y	ΔH^o	ΔH	Q_{κ} МВт	$Q_{под}$ МВт	Q_{Σ} МВт
-0,176	1,750	1,925	13	34	0,658	1,120	0,992	1,389	0,000	1,389
-0,097	1,800	1,980	13	34	0,664	1,065	0,954	1,339	0,073	1,412
0,000	1,864	2,050	13	34	0,672	1	0,909	1,281	0,16	1,441
0,200	2,009	2,201	12	35	0,688	0,875	0,827	1,173	0,33	1,503
0,400	2,181	2,399	11	35	0,706	0,765	0,751	1,083	0,502	1,585
0,600	2,381	2,619	10	35	0,724	0,668	0,680	1,001	0,675	1,675
0,800	2,609	2,870	9	35	0,742	0,587	0,618	0,93	0,848	1,779
1,000	2,864	3,150	12	32	0,759	0,518	0,584	0,872	1,022	1,894

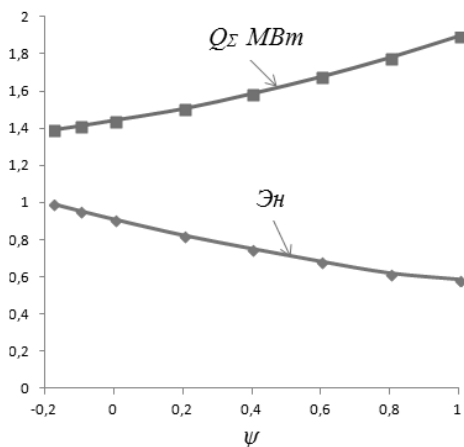


Рис. 4.5. Зависимость внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты Q_{Σ} от доли пара в исходной смеси
Смесь: ацетон — бензол; $x_2 = 0,99$, $x_0 = 0,01$

Таблица 4.7. Результаты расчета внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты.

Смесь: ацетон — бензол; $x_2 = 0,97$, $x_0 = 0,03$

ψ	R_{min}	R	n_y	n_o	Δn^y	Δn^o	Δn	Q_k , МВт	$Q_{под}$, МВт	Q_{Σ} , МВт
-0,176	1,597	1,757	10	24	0,637	1,128	0,983	1,319	0,000	1,319
-0,097	1,648	1,812	10	24	0,644	1,069	0,944	1,269	0,073	1,343
0,000	1,713	1,884	10	24	0,653	1	0,898	1,212	0,16	1,372
0,200	1,860	2,046	9	24	0,672	0,869	0,815	1,109	0,33	1,439
0,400	2,030	2,233	8	25	0,691	0,753	0,738	1,014	0,502	1,516
0,600	2,230	2,453	7	25	0,710	0,652	0,665	0,933	0,675	1,607
0,800	2,460	2,706	6	26	0,730	0,568	0,599	0,863	0,848	1,711
1,000	2,713	2,984	9	22	0,749	0,498	0,571	0,804	1,022	1,826

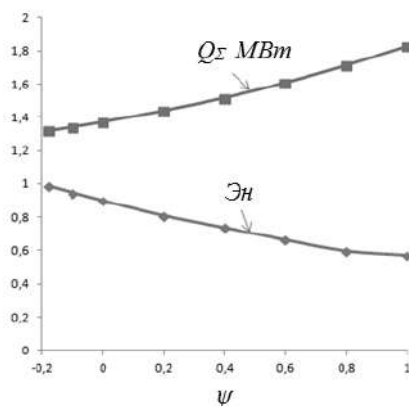


Рис. 4.6. Зависимость внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты Q_{Σ} от доли пара в исходной смеси ацетон — бензол; $x_2 = 0,97$, $x_0 = 0,03$

Таблица 4.8. Результаты расчета внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты.

Смесь: ацетон — бензол; $x_2 = 0,95$, $x_0 = 0,05$, $\sigma = 1,1$

ψ	R_{min}	R	n_y	n_o	Δn^y	Δn^o	Δn	Q_k , МВт	$Q_{под}$, МВт	Q_{Σ} , МВт
-0,176	1,450	1,595	8	19	0,615	1,136	0,982	1,253	0,000	1,253
-0,097	1,501	1,651	8	19	0,623	1,073	0,939	1,203	0,073	1,275
0,000	1,567	1,724	8	19	0,633	1	0,891	1,146	0,16	1,306
0,200	1,716	1,888	7	20	0,654	0,861	0,807	1,043	0,33	1,373
0,400	1,889	2,078	6	20	0,675	0,740	0,725	0,95	0,502	1,452
0,600	2,089	2,298	6	21	0,697	0,636	0,649	0,869	0,675	1,543
0,800	2,316	2,548	5	21	0,718	0,549	0,582	0,798	0,848	1,646
1,000	2,567	2,824	8	18	0,738	0,477	0,580	0,738	1,022	1,76

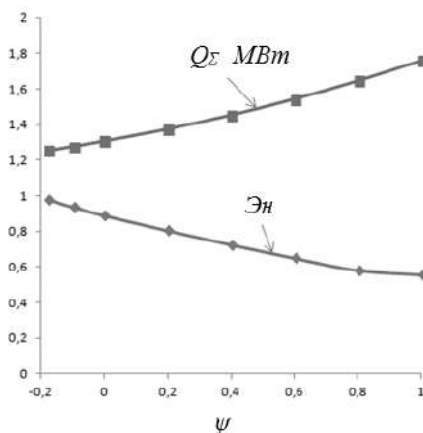


Рис. 4.7. Зависимость внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне и суммарных затрат теплоты Q_{Σ} от доли пара в исходной смеси.

Смесь: ацетон — бензол; $x_2 = 0,95$, $x_0 = 0,05$

В таблице 4.9 представлены результаты расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения при ректификации смеси бензол — толуол с получением продуктов разделения 97% чистоты для различных значений коэффициента избытка флегмы σ : 1,1; 1,5; 2,0 и 3,0.

Из таблицы 4.9 видно, что при каждом значении коэффициента избытка флегмы меньшие суммарные затраты (затраты теплоты в кипятильнике и подогревателе) соответствуют повышенным значениям внутреннего энергосбережения в колонне.

С увеличением коэффициента избытка флегмы затраты теплоты в кипятильнике закономерно растут и, соответственно, увеличиваются суммарные затраты на процесс разделения. Затраты теплоты в подогревателе, естественно, зависят лишь от степени повышения энергетического уровня исходной смеси перед подачей ее в ректификационную колонну.

Из таблицы 4.9 также видно, что при малых коэффициентах избытка флегмы ($\sigma = 1,1$ – $1,5$) с увеличением доли пара в подаваемой в колонну смеси затраты теплоты в кипятильнике существенно уменьшаются (в 2 раза при $\sigma = 1,1$ и в 1,5 раза при $\sigma = 1,5$). Но при больших значениях σ (2,0 и 3,0) с увеличением доли пара в подаваемой смеси затраты в кипятильнике могут даже возрастать. Это особенно хорошо наблюдается при $\sigma = 3,0$. Это полностью согласуется с приведенным в главе 2 теоретическим анализом затрат теплоты и найденными в разделе 2.5.3 граничными значениями коэффициента избытка флегмы, при которых подача в колонну исходной смеси в виде пара экономически нецелесообразна.

Таблица 4.9. Энергосбережение и затраты теплоты при разделении смеси Бензол + Толуол ($x_1=0.5$; $x_2=0.97$; $x_0=0.03$) при различных σ .

ψ	$(\sigma=1,1)$					$(\sigma=1,5)$					$(\sigma=2)$					$(\sigma=3)$				
	Ξ_k	$Q_{\kappa, MBT}$	$Q_{100\theta, MBT}$	$Q_{\Sigma, MBT}$	Ξ_k	$Q_{\kappa, MBT}$	$Q_{100\theta, MBT}$	$Q_{\Sigma, MBT}$	Ξ_k	$Q_{\kappa, MBT}$	$Q_{100\theta, MBT}$	$Q_{\Sigma, MBT}$	Ξ_k	$Q_{\kappa, MBT}$	$Q_{100\theta, MBT}$	$Q_{\Sigma, MBT}$	Ξ_k	$Q_{\kappa, MBT}$	$Q_{100\theta, MBT}$	$Q_{\Sigma, MBT}$
-0.36	0.957	1.286	0	1.286	0.982	1.472	0	1.47	0.993	1.705	0	1.705	1	2.167	0	2.167				
-0.21	0.888	1.183	0.133	1.316	0.921	1.38	0.133	1.514	0.942	1.629	0.133	1.762	0.961	2.119	0.133	2.252				
0	0.801	1.036	0.34	1.374	0.844	1.255	0.34	1.593	0.876	1.526	0.34	1.864	0.912	2.073	0.34	2.411				
0.2	0.736	0.921	0.517	1.44	0.788	1.163	0.517	1.681	0.83	1.466	0.517	1.983	0.877	2.069	0.518	2.586				
0.4	0.674	0.819	0.7	1.517	0.737	1.09	0.7	1.789	0.786	1.426	0.7	2.124	0.845	2.1	0.7	2.8				
0.6	0.617	0.731	0.88	1.612	0.69	1.038	0.88	1.918	0.766	1.421	0.88	2.302	0.819	2.181	0.88	3.062				
0.8	0.566	0.66	1.064	1.723	0.65	1.006	1.064	2.07	0.717	1.44	1.064	2.503	0.797	2.302	1.064	3.366				
1	0.559	0.601	1.248	1.85	0.643	0.994	1.248	2.242	0.712	1.483	1.25	2.731	0.795	2.463	1.25	3.711				

4.1.3. Сравнение распределенного подвода теплоты по высоте ректификационных колонн с традиционным в кипятильнике

В разделе 3.1 рассмотрены различные способы энергосбережения, многие из которых имеют, как правило, признаки обратной ректификации. Одним из таких признаков является [3] распределенный подвод теплоты в отгонной части колонны и ее отвод в укрепляющей.

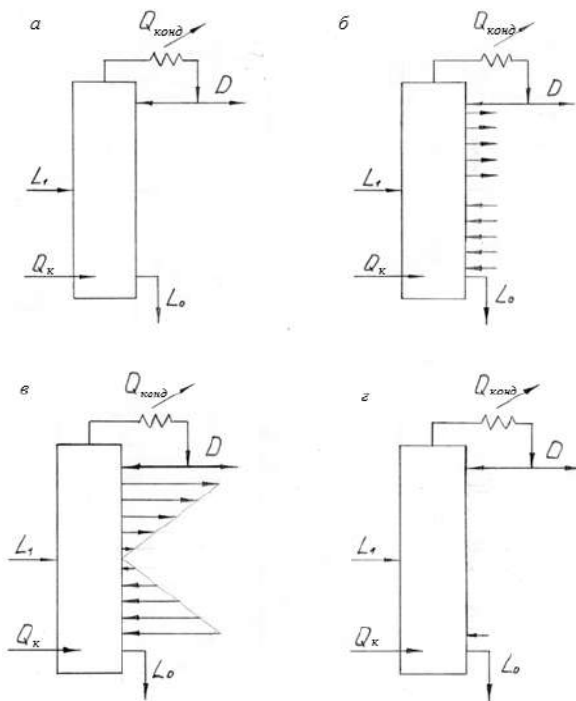


Рис. 4.8. Ректификационные установки с различной организацией тепловых потоков: а — адиабатическая ректификация, б — равномерный подвод теплоты, в — распределение теплоты по линейному закону, г — оптимизированный подвод теплоты.

В работе [15] найдена оптимальная организация подвода теплоты к тарелкам ректификационных колонн, обеспечивающая минимальный рост энтропии. Согласно [3], это должно привести к снижению затрат теплоты на разделение. Однако, по данным авторов той же работы [15], суммарные затраты тепловой энергии при ее распределенном подводе оказались больше, чем при разделении методом адиабатической ректификации.

С целью объяснения этого факта и выявления наименее энергозатратного варианта реальной ректификации выполнен расчетный эксперимент с помощью программного обеспечения Aspen Plus. Сравнивали затраты теплоты в кипятильнике на разделение 1 кмоль/с эквимольной смеси бензол — толуол с получением бензола и толуола 98% чистоты на традиционной ректификационной установке (рис. 4.8, *а*) с суммарными затратами теплоты (в кипятильнике и подводимые на тарелки отгонной колонны) на установках, представленных на рис. 4.8, *б, в, г*.

Результаты расчета температур, потоков и составов жидкости и пара на тарелках колонны при адиабатической ректификации представлены в таблице 4.10.

Таблица 4.10. Температуры, потоки и составы пара и жидкости на тарелках колонны.

№ тарелки	Температура	Теплота	Поток жидкости L	Поток пара V	$\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}$	Бензол, мол. доля	
						жидк.	пар
	°C	МВт	кмоль/с	кмоль/с			
1	80.57	40.0	1.301	0.000	—	0.980	0.980
2	81.20	0	0.796	1.301	0.617	0.950	0.962
3	82.15	0	0.789	1.296	0.617	0.907	0.935
4	83.45	0	0.781	1.289	0.616	0.850	0.901
5	85.09	0	0.772	1.281	0.614	0.780	0.859
6	86.95	0	0.763	1.272	0.611	0.706	0.814
7	88.82	0	0.755	1.263	0.608	0.635	0.772
8	90.50	0	0.750	1.255	0.604	0.575	0.737
9	91.84	0	0.746	1.250	0.602	0.529	0.710
10	92.84	0	1.743	1.246	0.600	0.495	0.687
11	93.67	0	1.738	1.243	1.408	0.469	0.650
12	94.95	0	1.732	1.238	1.411	0.428	0.594

Продолжение табл. 4.10

№ тарелки	Температура	Теплота	Поток жидкости L	Поток пара V	$\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}$	Бензол, мол. доля	
						жидк.	пар
	°C	МВт	кмоль/с	кмоль/с			
13	96.79	0	1.725	1.232	1.414	0.373	0.517
14	99.18	0	1.718	1.225	1.416	0.305	0.422
15	101.93	0	1.713	1.218	1.416	0.232	0.319
16	104.69	0	1.711	1.213	1.415	0.164	0.223
17	107.10	0	1.711	1.211	1.413	0.108	0.144
18	108.97	0	1.713	1.211	1.411	0.066	0.085
19	110.29	0	1.714	1.213	1.410	0.038	0.046
20	111.16	40.5	0.500	1.214	—	0.020	—

Там же представлены значения отношения поступающих на тарелку потоков жидкости L и пара V , необходимых для последующего расчета внутреннего энергосбережения при ректификации по формулам, приведенным в разделе 3.2.

Количественная оценка \mathcal{E}_H внутреннего энергосбережения в ректификационной колонне показывает, насколько полно (при конечном флегмовом числе — всегда частично в укрепляющей части и максимально возможно — в отгонной) «работает» паровой поток. Среднее по колонне внутреннее энергосбережение можно рассчитать с учетом числа теоретических тарелок в укрепляющей n_y и отгонной n_o частях по формуле (3.13):

$$\mathcal{E}_H = \frac{\sum_{n=2}^{n_y} \left(\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} \right) + n_o}{n_y + n_o}, \quad (3.13, 4.1)$$

а при равенстве теплот парообразования компонентов смеси и, следовательно, постоянстве парового и жидкостных (в укрепляющей и отгонной частях колонны) потоков по формуле (3.9).

В таблице 4.10 представлены значения отношений L_{n-1}/V_{n+1} для каждой тарелки, начиная со второй. Как было отмечено ранее, первой тарелкой в приведенном компьютерном расчете считается полный конденсатор, в котором вся выделяющаяся при конденсации пара теплота передается охлаждающему теплоносителю и перестает участвовать в разделительном процессе. Отметим и тот факт, что при полной

конденсации пара получается жидкость того же состава без какого-либо разделительного эффекта. При расчете внутреннего энергосбережения не учитывается и последняя (в данном расчете 20-я) тарелка, поскольку уходящий из кипятильника пар образуется за счет подвода теплоты в кипятильнике. Внутреннее энергосбережение начинается с «работы» пара на 19 тарелке. Таким образом, число «работающих» (энергосберегающих) тарелок на 2 меньше общего расчетного (в данном расчете $20 - 2 = 18$). Из них 9 тарелок — в укрепляющей колонне и 9 в отгонной. Значения L_{n-1}/V_{n+1} для укрепляющей колонны выделены жирным шрифтом. Их сумма равна 5,50.

Для подтверждения целесообразности исключения 2 теоретических тарелок (первой и последней) уместно вспомнить процесс постепенной дистилляции, включающий испарение кубовой жидкости за счет внешнего подвода теплоты и конденсацию паров в конденсаторе; какое-либо энергосбережение в этом случае отсутствует.

Таким образом, по результатам расчета, представленным в таблице 4.10, внутреннее энергосбережение в ректификационной колонне традиционной схемы (рис. 4.8, а) в соответствии с формулой (4.1) равно:

$$\text{Эн} = \frac{5,50 + 9}{9 + 9} = 0,806.$$

Изменение потоков пара и жидкости по высоте колонны для рассмотренного выше варианта работы колонны представлено на рис. 4.9, а. Характерным является постоянство (некоторое отличие связано с различием теплот парообразования компонентов смеси) парового потока по всей высоте колонны и соответствующее постоянство жидкостных потоков в укрепляющей и отгонной частях, различающихся на величину питания.

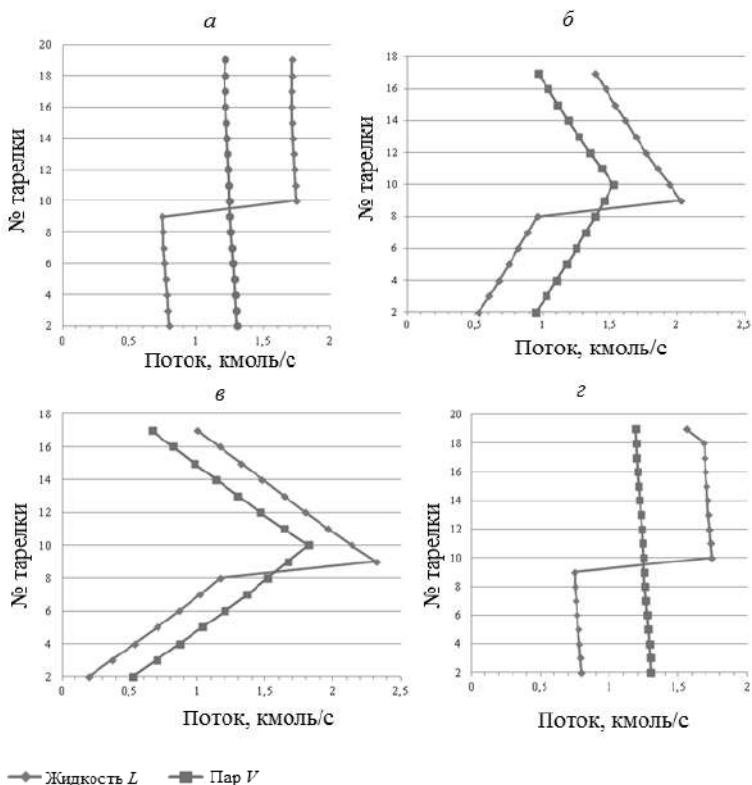


Рис. 4.9. Профили потоков пара и жидкости по колонне

Основным признаками обратимой ректификации, как известно [3–6], являются бесконечное число тарелок, отсутствие кипятильника и конденсатора при подводе теплоты на тарелки отгонной колонны и ее отводе с тарелок укрепляющей. Поэтому были проведены расчеты затрат теплоты на ректификацию и анализ результатов расчетов, аналогичных предыдущему, при увеличенном до 42 и 82 числе тарелок в колоннах без подвода теплоты в отгонной (и отвода в укрепляющей),

а также при различных вариантах подвода и отвода теплоты по высоте колонны (рис. 4.8, б, в, г).

Результаты всех вариантов расчета представлены в таблице 4.11.

Таблица 4.11. Сравнение вариантов с различной организацией подвода (и отвода) теплоты при ректификации.

№	Число тарелок в колонне, n	Число тарелок в укрепл. секции, n_y	Флегмовое число, R	Подвод теплоты по высоте отгонной колонны, Q_{∂} , МВт	Подводимая теплота в кипятыльнике, Q_{κ} , МВт	Суммарные затраты теплоты, Q_{Σ} , МВт	Максимальный поток пара в колонне, V , кмоль/с	Внутреннее энергобережение, $Э_n$
1	20	10	1.602	0	40.5	40.5	1.300	0.805
2	42	21	1.346	0	36.6	36.57	1.172	0.781
3	82	41	1.344	0	36.6	36.55	1.171	0.779
4	18	9	0.897*	20	29.7	49.7	1.525	0.773
5	42	21	0.227*	20	19.5	39.5	1.215	0.707
6	82	41	0.120*	20	17.8	37.84	1.174	0.694
7	18	10	0.053*	42.4	16.8	59.2	1.820	0.713
8	20	10	1.600	5.29	35.3	40.6	1.300	0.794

* — флегмовое число относится к самой верхней тарелке укрепляющей части колонны.

Варианты 4–7 соответствуют равномерному распределению подвода (и отвода) теплоты (рис. 4.8, б): 20 МВт в вариантах 4–6 (отличающихся числом теоретических тарелок в колонне), что соответствует примерно половине от затрат теплоты в традиционном варианте, и 42,4 МВт с ожиданием значительного уменьшения затрат в кипятыльнике (вариант 7). Сразу отметим, что в этом случае суммарные затраты теплоты ($59,2 = 42,4 + 16,82$) МВт почти в 1,5 раза превышают затраты по варианту 1.

Увеличение числа тарелок в колонне (варианты 2 и 3) позволяет работать с флегмовым числом, близким к минимальному значению. Выявлено при этом, что вблизи тарелки питания образуются зоны по-

стоянных концентраций. При общем числе тарелок, равном 42, концентрация бензола в жидкости изменяется от 0,508 на 16 тарелке до 0,497 кмоль бензола/кмоль смеси на 28 тарелке; в случае 82 тарелок в колонне при переходе от 16 тарелки к 68-й концентрация бензола изменяется от 0,508 до 0,496 кмоль бензола/кмоль смеси. Вряд ли экономически целесообразно увеличивать число тарелок в колонне в 2 или 4 раза для того, чтобы получить 10% экономии по затратам теплоты в кипятильнике. Окончательный ответ на этот вопрос, как отмечено ранее, может дать только технико-экономический расчет (раздел 1.4.2.1).

При дополнительном равномерном подводе (и отводе) 20 МВт теплоты (варианты 4–6) суммарные затраты (с учетом затрат теплоты в кипятильнике) выше, чем без подвода теплоты по высоте колонны (варианты 1–3). Это объясняется меньшим внутренним энергосбережением ($0,773 < 0,806$; $0,707 < 0,781$; $0,694 < 0,779$) при подводе (отводе) теплоты, так как на нижних тарелках отгонной колонны «работает» не весь паровой поток, а только часть из кипятильника. Постепенно увеличиваясь по высоте отгонной колонны, они достигают максимума лишь на тарелке питания, который оказывается, естественно, больше, чем в случае традиционного подвода теплоты только в кипятильнике.

Сравнение величин паровых и жидкостных потоков и их профили по высоте колонн представлено на рис. 4.9.

Именно непостоянным по высоте (увеличенным лишь в районе тарелки питания) паровым потоком и объясняются повышенные затраты теплоты.

Выполненный также в программном обеспечении Aspen Plus расчет процесса ректификации с дополнительным модулем Optimization, где в качестве критерия оптимизации выбран минимум суммарных тепловых затрат, подтвердил необходимость подведения теплоты в кипятильнике. Небольшой подвод теплоты на тарелки отгонной колонны (рис. 4.8, з) (причем наибольший теплоподвод приходится на нижнюю тарелку, что видно из табл. 4.12) направлен, согласно представлениям о внутреннем энергосбережении, на выравнивание величины парового потока по высоте колонны. При этом внутреннее энергосбережение становится максимальным. Приведенный на рис. 4.9, з

профиль парового потока (и жидкостных тоже) подтверждает это предположение.

Таблица 4.12. Результаты расчета варианта ректификации с минимальными суммарными затратами теплоты (модуль Optimization)

№ тарелки	Температура °C	Теплота МВт	Поток жидкости L кмоль/с	Поток пара V кмоль/с	$\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}$	Бензол, мол. доля	
						жидк.	пар
1	80.57	-39.735	1.300	0.000	—	0.98	0.98
2	81.21	-0.113	0.799	1.300	0.616	0.95	0.96
3	82.16	0.009	0.792	1.299	0.618	0.91	0.93
4	83.48	0.004	0.783	1.292	0.617	0.85	0.90
5	85.13	-0.007	0.774	1.283	0.615	0.78	0.86
6	87.01	0.009	0.765	1.274	0.612	0.70	0.81
7	88.89	-0.004	0.757	1.265	0.608	0.63	0.77
8	90.56	0.015	0.751	1.257	0.605	0.57	0.74
9	91.91	0.014	0.747	1.251	0.602	0.53	0.71
10	92.90	0.062	1.742	1.247	0.601	0.49	0.68
11	93.75	0.071	1.735	1.242	1.410	0.47	0.65
12	95.06	0.062	1.727	1.235	1.414	0.43	0.59
13	96.92	0.044	1.718	1.227	1.417	0.37	0.51
14	99.33	0.043	1.710	1.218	1.420	0.30	0.42
15	102.07	0.086	1.703	1.210	1.422	0.23	0.31
16	104.80	0.237	1.694	1.203	1.426	0.16	0.22
17	107.17	0.093	1.691	1.194	1.422	0.11	0.14
18	109.01	0.269	1.685	1.191	1.428	0.07	0.08
19	110.31	4.275	1.558	1.185	1.592	0.04	0.05
20	111.15	35.295	0.500	1.058	—	0.02	—

На рис. 4.10 приведено сравнение затрат теплоты на разделение методами адиабатической ректификации и с подводом (отводом) теплоты по высоте колонны.

Меньшие затраты имеют место при адиабатической ректификации, обеспечивающей большее внутреннее энергосбережение (большой коэффициент использования пара на тарелках ректификационных колонн).

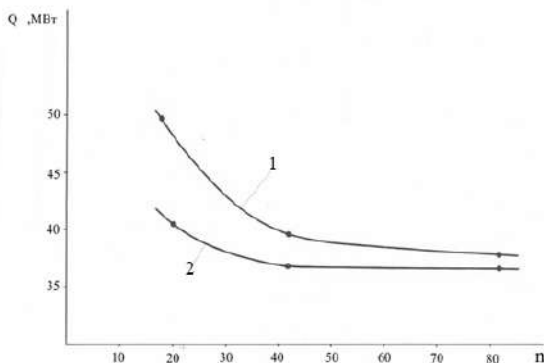


Рис. 4.10. Зависимость затрат теплоты при ректификации от числа теоретических тарелок в колонне: 1 — с равномерным подводом и отводом теплоты по высоте колонны; 2 — адиабатическая ректификация.

Приведенный анализ результатов расчета различных вариантов ректификации показал, что более целесообразным (с точки зрения затрат теплоты на процесс и с точки зрения простоты организации подвода (и отвода) теплоты является традиционный способ: подвод теплоты в кипятильник колонны и ее отвод в конденсаторе. Важно лишь правильно подобрать на основании полного технико-экономического расчета величину коэффициента избытка флегмы. При заниженных коэффициентах избытка флегмы значительно увеличивается необходимое для требуемого разделения число теоретических тарелок, что приводит к образованию зоны практически постоянных составов жидкости и пара, в которой фактически отсутствует разделение.

Распределенный по высоте колонны подвод теплоты уменьшает внутреннее энергосбережение в колонне и приводит к повышенным суммарным затратам теплоты на разделение.

Попытки улучшить традиционную работу колонн в адиабатных условиях предпринимались и ранее. Ошибочно рекомендовали снять изоляцию с ректификационной колонны. За счет частичной конденсации поднимающихся по колонне паров увеличивается (сверху вниз) поток флегмы. Это, безусловно, сопровождается повышением чистоты

продуктов разделения. Но при этом в кипятильнике придется испарять весь возросший поток флегмы, что приведет к повышенным затратам теплоты. Чистота продуктов была бы еще выше, если бы большой поток флегмы шел по всей колонне, а не только в нижней ее части. Именно на тарелках укрепляющей части колонны внутреннее энергосбережение пропорционально отношению потока жидкости, поступающей на тарелку, к потоку пара. Если уж решено пойти на дополнительные затраты теплоты в кипятильнике, то резонно дать большой (полный) поток флегмы по всей высоте колонны, а саму колонну заизолировать самым тщательным образом.

4.1.4. Взаимосвязь внешнего и внутреннего энергосбережения при ректификации бинарных смесей

Как было отмечено в разделе 3.1.6, предложенные нами [7] энергосберегающие схемы ректификации **бинарных смесей** в двухколонном агрегате за счет использования парового потока из первой колонны для кипятильника второй не привели к ожидаемому двукратному снижению расхода греющего пара в кипятильнике первой колонны.

С целью объяснения причин такого результата сравним затраты теплоты при ректификации бинарных смесей в одной колонне и в двух колоннах с разными давлениями с возможностью использования пара в качестве греющего в кипятильнике 7 второй колонны (см. рис. 3.7). Давление во второй колонне принято атмосферным, а оптимальное давление в первой в соответствии с проведенными ранее расчетами [7] равным 3 атм.

На разделение подавался поток $L_1 = 0,01$ кмоль/с бинарной смеси бензол — толуол состава $x_1 = 0,5$ кмоль НКК/кмоль смеси с получением дистиллята состава $x_2 = 0,98$ кмоль НКК/кмоль смеси и кубового продукта состава $x_0 = 0,02$ кмоль НКК/кмоль смеси.

Расчет числа теоретических тарелок и затраты теплоты в кипятильниках выполнен с помощью программного обеспечения Aspen Plus. Внутреннее энергосбережение для каждой колонны рассчитывалось по формулам (3.9), (3.11) и (3.12), а среднее внутреннее энергосбережение в двухколонном агрегате по формуле (3.33).

Для удобства сравнения затрат теплоты в двухколонной установке с обычной ректификацией здесь, как и в одной колонне, разделялся поток исходной смеси $L_1 = 0,01$ кмоль/с состава $x_1 = 0,5$ кмоль НКК/кмоль смеси с получением дистиллята состава $x_2 = 0,98$ кмоль НКК/кмоль смеси и кубового продукта $x_0 = 0,02$ кмоль НКК/кмоль смеси. Рассчитанный с учетом теплового баланса состав кубового продукта первой колонны $x'_0 = 0,3155$ кмоль НКК/кмоль смеси соответствует **равенству теплоотвода** $Q'_{\text{кон}}$ в конденсаторе первой колонны необходимому **теплоподводу** $Q''_{\text{к}}$ в кипяильнике второй [7]. При указанных концентрациях и давлениях в колоннах доля пара ψ в поступающей после дросселирования во вторую колонну парожидкостной смеси составляет 0,265.

Результаты расчета этого энергосберегающего варианта двухколонной ректификации в сравнении с результатами в одной колонне представлены в таблице 4.13.

*Таблица 4.13. Сравнение основных характеристик процессов ректификации в одной колонне и в двух колоннах с **внешним** энергосбережением в рекуператоре 7 (рис. 3.7)*

Показатель	Одна колонна	Двухколонная установка	
		1 колонна	2 колонна
Флегмовое число, R	1,602	1,98	3,29
Количество тарелок в укрепляющей части, n_y	9	10	9
Количество тарелок в отгонной части, n_o	9	4	10
Затраты теплоты, $Q_{\text{к}}$, кВт	435	329	352
Внутреннее энергосбережение, \mathcal{E}_n	0,812	0,760	0,78
Среднее внутреннее энергосбережение, \mathcal{E}_n	0,812	0,760	

Внутреннее энергосбережение в этом случае для второй колонны выполнено с учетом доли пара, полученного при дросселировании кубовой жидкости из первой колонны перед подачей ее во вторую, по формуле (3.11):

$$\mathcal{E}_{n2} = \frac{3,29}{3,29+1} \cdot \frac{9}{9+10} + \left[1 - \frac{0,265}{3,29+1} \cdot \frac{0,98-0,02}{0,316-0,02} \right] \frac{10}{9+10} = 0,363 + (1 - 0,2003) \frac{10}{19} = 0,78.$$

Видно, что общие затраты теплоты на разделение в случае двух-колонной ректификации, равные 329 кВт (теплопотребление второй колонны 352 кВт обеспечивается паром из первой колонны), существенно меньше затрат теплоты в одной колонне 435 кВт. Однако это снижение затрат теплоты (в 1,32 раза), а следовательно, и расхода первичного пара **значительно меньше** двукратного, получаемого в двухкорпусной выпарной установке при допущении постоянства скрытой теплоты парообразования в интервале разных давлений. Это объясняется следующим. В отсутствие какого-либо внутреннего энергосбережения в корпусах выпарной установки применение внешнего энергосбережения дает кратное числу корпусов уменьшение расхода первичного пара. Использование **внешнего** энергосбережения при ректификации ухудшает **внутреннее** энергосбережение в первой колонне (оно оценивается величиной 0,76 по сравнению с 0,812 при ректификации в одной колонне). Пониженное внутреннее энергосбережение во второй колонне (0,78) за счет подачи в колонну парожидкостной смеси тем не менее не влияет на общее энергосбережение, так как обогрев второй колонны полностью обеспечивается паровым потоком из первой.

Таким образом, приведенный выше анализ показывает, что использование внешнего энергосбережения в приведенном варианте ректификации сопровождается уменьшением внутреннего энергосбережения в первой колонне, от которого непосредственно зависят затраты теплоты в кипятильнике первой колонны и, соответственно, на разделение в целом.

4.2. Выбор оптимальной схемы разделения трехкомпонентных смесей на основе анализа внутреннего энергосбережения

4.2.1. Затраты теплоты и внутреннее энергосбережение при ректификации идеальных и реальных трехкомпонентных смесей эквимольного состава

Взаимосвязь затрат теплоты в кипятильнике и внутреннего энергосбережения в колоннах при ректификации **тройных смесей** найдем

сначала для **идеальной** смеси бензол — толуол — о-ксилол (Б+Т+К). Расчеты затрат теплоты выполнены с использованием программного обеспечения Aspen Plus при разделении 100 кмоль/ч в двух колоннах по вариантам схем, представленных на рис. 1.35. Концентрация целевого компонента во всех продуктовых потоках задавалась одной и той же и составляла 90, 95 и 98% мол.

Для ректификационных установок, включающих в себя 2 колонны (рис. 1.35) для разделения трехкомпонентной смеси Б+Т+К с получением требуемой чистоты продуктов Б, Т и К, внутреннее энергосбережение (средний коэффициент использования паровых потоков в обеих колоннах) может быть рассчитано по формуле (3.33) с учетом долей паровых потоков в каждой колонне от суммарного.

Результаты расчета затрат теплоты в кипятильниках колонн и внутреннего энергосбережения в колоннах и в целом по установке при разделении исходной смеси бензол (33% мол.) — толуол (33% мол.) — о-ксилол (34% мол.) представлены в таблице 4.14.

Таблица 4.14. Результаты расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения в колоннах и системе колонн при разделении смеси бензол (33% мол.) — толуол (33% мол.) — о-ксилол (33% мол.) в количестве 100 кмоль/ч

Вариант схемы	№ колонны	Число тарелок в укрепляющей части колонны, n_y	Число тарелок в отгонной части	Флегмовое число R	Энергосбережение в колоннах	Среднее энергосбережение в двух колоннах $Эн$	Затраты теплоты в колоннах Q_k , кВт	Q_{Σ} , кВт
Чистота продуктов 90%								
a	1	10	10	1,30	0,783	0,773	712	1394
	2	18	13	1,46	0,763		682	
\bar{b}	1	10	10	0,73	0,711	0,709	1042	1640
	2	10	7	1,00	0,706		598	
Чистота продуктов 95%								
a	1	14	11	1,58	0,783	0,790	778	1561
	2	17	15	1,63	0,798		783	
\bar{b}	1	7	8	0,72	0,729	0,770	1094	1767
	2	13	22	1,21	0,831		673	

Продолжение табл. 4.14

Вариант схемы	№ колонны	Число тарелок в укреплённой части колонны, n_y	Число тарелок в отгонной части	Флегмовое число R	Энергосбережение в колоннах	Среднее энергосбережение в двух колоннах Σn	Затраты теплоты в колоннах \bar{Q}_k , кВт	Q_{Σ} , кВт
Чистота продуктов 98%								
<i>a</i>	1	15	10	1,94	0,796	0,805	880	1690
	2	17	18	1,63	0,815		810	
<i>б</i>	1	13	10	0,84	0,693	0,729	1157	1847
	2	18	17	1,37	0,783		690	

Из таблицы 4.14 видно, что с увеличением чистоты получаемых продуктов (90, 95 и 98%) суммарные затраты теплоты закономерно возрастают по обоим вариантам разделения. При любой чистоте получаемых продуктов суммарные затраты теплоты по схеме «а» всегда меньше, чем при разделении по схеме «б» из-за большего внутреннего энергосбережения в колоннах, работающих по схеме «а».

Прежде всего, это объясняется большим флегмовым числом в первой колонне схем «а» (1,30 против 0,73 по схеме «б» при получении продуктов разделения 90% чистоты; 1,58 против 0,72 — при 95% чистоте и 1,94 против 0,84 — при чистоте продуктов на уровне 98%).

Расчет затрат теплоты и внутреннего энергосбережения при ректификации 100 кмоль/ч **реальной** трехкомпонентной смеси (бензол (Б) — толуол (Т) — этилбензол (ЭБ) **эквимольного** состава: бензол (33,3% мол.) — толуол (33,3% мол.) — этилбензол (33,4% мол.)) был также выполнен с использованием программного обеспечения Aspen Plus. Возможные схемы разделения этой смеси представлены на рисунке 4.11.

В таблице 4.15 приведены значения температур, составы жидкой фазы на каждой тарелке, а также величины жидкостных и паровых потоков в колонне 1 схемы «а» (рис. 4.11). Из-за различий теплофизиче-

ских характеристик компонентов разделяемой смеси жидкостные и паровые потоки изменяются по высоте колонны, поэтому в таблице приведены отношения $\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}$. Для тарелок укрепляющей колонны они выделены жирным шрифтом и используются в расчете внутреннего энергосбережения.

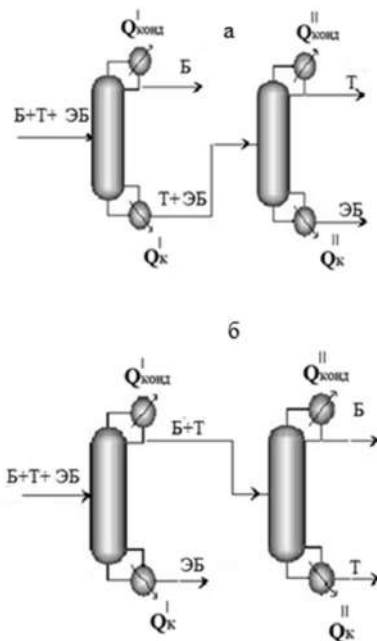


Рис 4.11. Возможные схемы разделения: а — выделение бензола в первой колонне, б — выделение этилбензола в первой колонне.

Внутреннее энергосбережение при разделении трехкомпонентной смеси Б+Т+ЭБ рассчитано по формуле (3.13) с учетом того, что число «работающих» (энергосберегающих) тарелок на 2 меньше общего расчетного (в этом расчете $25 - 2 = 23$). Из них 13 тарелок — в укрепляющей колонне и 10 — в отгонной.

При наличии (в случае выполненного компьютерного расчета) значений потоков жидкости L и пара V и найденных для каждой тарелки значений L_{n-1}/V_{n+1} расчет внутреннего энергосбережения целесообразно вести по уточненной формуле (3.13).

Таблица 4.15. Температуры, составы и потоки жидкости и пара в 1 колонне схемы «а». Общее число тарелок в колонне 25.

Тарелок питания 14

№ тарелки	Температура, °C	Поток жидкости с n -й тарелки L , кмоль/ч	Поток пара с n -й тарелки V , кмоль/ч	$\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}$	Состав жидкой фазы, мол. доли		
					бензол	толуол	этил-бензол
1	80,6	92,45	0		0,9800	0,0200	$2,03 \cdot 10^{-6}$
2	81,2	59,09	92,45	0,6455	0,9501	0,0500	$1,07 \cdot 10^{-6}$
3	82,2	58,57	92,09	0,6453	0,9052	0,1000	$3,87 \cdot 10^{-5}$
4	83,6	57,91	91,57	0,6443	0,8429	0,1570	0,00012
5	85,5	57,16	90,91	0,6423	0,7655	0,2342	0,00036
6	87,6	56,42	90,16	0,6392	0,6810	0,3181	0,00098
7	89,8	55,80	89,42	0,6354	0,6005	0,3971	0,00244
8	91,8	55,30	88,80	0,6319	0,5328	0,4615	0,00568
9	93,4	54,91	88,30	0,6291	0,4810	0,5069	0,01245
10	94,8	54,53	87,91	0,6273	0,4427	0,5313	0,02602
11	96,0	54,06	87,53	0,6263	0,4132	0,5347	0,05207
12	97,5	53,39	87,06	0,6258	0,3870	0,5139	0,09912
13	99,5	52,45	86,39	0,6248	0,3590	0,4647	0,17637
14	102,1	52,30	85,45	0,6149	0,3268	0,3870	0,28623
15	103,0	52,16	85,30	1,7883	0,3077	0,4025	0,28979
16	104,1	52,01	85,16	1,7898	0,2814	0,4240	0,29468
17	105,7	51,89	85,02	1,7907	0,2475	0,4516	0,30093
18	107,6	51,83	84,89	1,7905	0,2074	0,4843	0,30830
19	109,7	51,92	84,83	1,7879	0,1646	0,5191	0,31632
20	111,9	52,11	84,92	1,7851	0,1232	0,5520	0,32480
21	113,9	52,34	85,11	1,7824	0,0870	0,5786	0,33438
22	115,7	52,51	85,34	1,7815	0,0580	0,5943	0,34769
23	117,4	52,49	85,51	1,7840	0,0361	0,5928	0,37108
24	119,3	52,11	85,49	1,79175	0,0205	0,5621	0,41738
25	122,0	67	85,11	—	0,00995	0,4827	0,50746

Применительно к **первой** колонне схемы «а» имеем

$$\mathcal{E}_{H1} = \frac{8,23+10}{13+20} = 0,793,$$

где 8,23 — это сумма значений L_{n-1}/V_{n+1} для тарелок укрепляющей колонны (в табл. 4.15 выделены жирным шрифтом).

Основные показатели работы колонн по схемам «а» и «б» приведены в таблице 4.16.

Таблица 4.16. Основные показатели работы колонн при разделении эквимольной тройной смеси бензол (33,3% мол.) — толуол (33,3% мол.) — этилбензол (33,4% мол.)

Колонна	Число тарелок	Номер тарелки питания	Флегмовое число R	Энергосбережение в колонне	Потоки пара в колоннах, кмоль/ч	Среднее внутреннее энергосбережение в двух колоннах	Затраты теплоты, кВт	Суммарные затраты, кВт
Схема «а»								
1а	25	14	1,802	0,793	85,1	0,830	825	1909
2а	50	25	2,590	0,859	109,3		1084	
Схема «б»								
16	25	11	1,480	0,821	154,5	0,822	1533	2262
26	25	11	1,504	0,824	78,7		729	

Среднее внутреннее энергосбережение для системы из 2 колонн по схеме «а», рассчитанное по формуле (3.33), равно

$$\mathcal{E}_H^a = 0,793 \frac{85,1}{85,1+109,3} + 0,859 \frac{109,3}{85,1+109,3} = 0,830.$$

Результаты расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения в колоннах схемы «б» приведены в нижней части таблицы 4.16.

Из таблицы 4.16 видно, что **меньшие суммарные затраты теплоты** в схеме «а», равные 1909 кВт, объясняются **большим средним внутренним энергосбережением** (в схеме «а» это 0,830 против 0,822 по схеме «б»). Подчеркнем, что меньшие суммарные затраты теплоты получаются при работе колонн с большими флегмовыми числами (1,802 против 1,48 в первых колоннах и 2,59 против 1,504 во вторых).

Приведенные выше расчеты при разделении как идеальных, так и реальных зеотропных трехкомпонентных смесей исходных составов, близких к эквимоларным, показали, что затраты теплоты на разделение по схеме «а» меньше, чем по схеме «б», из-за большего внутреннего энергосбережения при работе колонн по схеме «а». Другими словами, меньший суммарный паровой поток в схеме «а» на каждой тарелке колонны «работает» более эффективно при больших флегмовых числах или, что то же самое, при больших значениях отношения жидкостного потока к паровому в укрепляющей части колонны.

Таким образом, процесс разделения жидких смесей методом ректификации является более энергосберегающим в тех случаях, где оптимальные (близкие к минимальному флегмовому числу) режимы в колоннах осуществляются при **больших флегмовых числах** и большей доле теоретических тарелок в отгонной части колонны (от общего числа теоретических тарелок в колонне).

4.2.2. Теоретическое обоснование выбора оптимальной схемы разделения трехкомпонентной смеси

Затраты теплоты при разделении жидких смесей методом ректификации связаны, естественно, с необходимостью испарять жидкость для образования парового потока по колонне и отражают **трудность** разделения смесей различного состава. При оценке трудности разделения жидкой смеси часто принимается во внимание, прежде всего, способность (легкость) разделения **исходной смеси**. В полной ректификационной колонне, как известно, испаряется **кубовая жидкость**, а не исходная смесь. Поэтому актуальным является вопрос о взаимосвязи трудности разделения смеси методом ректификации и необходимых

для этого затратах теплоты в кипятильнике ректификационной колонны. Анализ затрат теплоты при ректификации жидких смесей и разработке способов энергосбережения и оптимальных схем ректификации бинарных и многокомпонентных смесей уделено большое внимание как в зарубежной [3, 6, 8, 11–16, 85], так и в отечественной научной литературе [1, 5, 20–27, 33–35]. Выбор оптимальной технологической схемы ректификации многокомпонентных смесей чаще всего базировался [86–88] на эвристических правилах. Как отмечено в работе [87], «ни одно из них не может быть рекомендовано для выбора оптимальной схемы разделения. Особенно плохие результаты дало правило дихотомии и информационно-энтропийный подход». В работе [86] предложен метод выбора оптимального варианта технологической схемы ректификации трехкомпонентных зеотропных смесей по критерию, пропорциональному суммарным энергетическим затратам теплоты в обеих колоннах, но не учитывающему различие теплот парообразования компонентов. Тем не менее автору [86] удалось разработать алгоритмы и комплекс машинных программ для синтеза и анализа технологических схем, с помощью которых достаточно точно определены границы областей исходных составов, в которых энергетически выгодна схема «а» или «б» (рис. 1.35). Как неоднократно отмечалось ранее, по схеме «а» (первое заданное разделение) в первой колонне в виде дистиллята выделяется наиболее низкиокпящий компонент (НKK), а два других — во второй. По схеме «б» (второе заданное разделение) в первой колонне в качестве кубового продукта выделяется наиболее высококипящий компонент (ВKK), а два других — во второй. В треугольной диаграмме составов область оптимальности схемы «б» расположена вблизи самого высококипящего компонента и составляет от 12,1 до 25% от общей площади для разных смесей: бензол (Б) — толуол (Т) — изопропилбензол (ИПБ) — 12,1; Б — Т — этилбензол (ЭБ) — 18,0; Б — ЭБ — ИПБ — 21,8 и Т — ЭБ — ИПБ — 25%.

На основе анализа трудности разделения смеси и внутреннего энергосбережения в ректификационных колоннах приведем научное обоснование существования областей оптимальности схем «а» и «б» при разделении трехкомпонентных смесей. Трудность разделения

жидких смесей может быть оценена минимальным удельным паровым потоком [13, 86] или точнее с учетом теплоты парообразования минимальными удельными затратами теплоты (на разделение 1 кмоль/с исходной смеси) [82].

$$q_k^{min} = \frac{Q_k^{min}}{L_1} = \frac{D}{L_1}(R_{min}+1) \cdot r, \quad (4.2)$$

где Q_k^{min} определяют по формуле (2.80).

Из формулы (4.2) видно, что минимальные удельные затраты теплоты зависят только от флегмового числа и доли отбираемого верхнего продукта. Заметим, что формула (4.2) применима и к процессу разделения бинарных смесей с большой относительной летучестью компонентов, когда флегмовое число близко к нулю. Данное условие соответствует процессу выпаривания растворов солей, где затраты теплоты определяются лишь долей выпаренного растворителя.

Удельные затраты теплоты при ректификации с рабочим флегмовым числом R пропорциональны $(R+1)$. Увеличение затрат теплоты при ректификации в $(R+1)$ раз (по сравнению с выпариванием) связано с созданием потока флегмы по колонне, необходимого для обеспечения противоточного тепломассообмена между паровой и жидкой фазами. Следует особо отметить, что при $R = 0$ (перегонка без флегмы) затраты теплоты, пропорциональные 1, одноразовые, то есть без какого-либо энергосбережения. Доля этих затрат (без многократной «работы» пара на тарелках ректификационной колонны) при флегмовых числах $R < 1$ превышает 50%. А при флегмовых числах $R > 10$ доля «бесполезных» затрат теплоты становится менее 10%. Это еще одно доказательство того, что с увеличением флегмового числа процесс ректификации становится более энергосберегающим. Другими словами, увеличивается **внутреннее энергосбережение** при ректификации.

Таким образом, трудность разделения жидкой смеси на требуемые продукты, а следовательно, и затраты теплоты в кипятильнике зависят от двух параметров: доли верхнего продукта D/L и флегмового числа R .

Затраты теплоты в кипятильниках **обеих** ректификационных колонн при разделении **трехкомпонентных** смесей зависят, так же как и в случае разделения бинарных смесей, от доли отбираемых верхних продуктов и флегмовых чисел в каждой колонне.

В обоих вариантах разделения трехкомпонентных смесей вторая колонна предназначена для ректификации бинарной смеси. Существенные отличия имеются в работе первых колонн. Так, в случае эквимольного состава исходной смеси для выделения бензола (схема «а») требуется значительно большее минимальное (и рабочее) флегмовое число, чем при получении в дистилляте бензола и толуола по схеме «б» (см. табл. 4.14).

При разделении 1 кмоль/с эквимольного состава исходной смеси Б+Т+К с выделением всех трех компонентов одинаковой чистоты величины продуктовых потоков также будут равными. Расчет минимальных флегмовых чисел в первых колоннах схем «а» и «б» выполнен по методу [33], основанному на выборе ключевой пары.

Трудность разделения исходной смеси Б+Т+К, а следовательно, и затраты теплоты в первой колонне можно оценить с помощью выражения (4.2). Так, при разделении по схеме «а» доля отбираемого бензола (чистота 98%) равна 0,333, и при концентрации НКК (бензола) в бинарной смеси, также равной 0,333 кмоль Б/кмоль смеси минимальное флегмовое число при разделении смеси бензол — толуол составляет 2,01. Трудность разделения такой смеси, согласно выражению (4.3), оценивается величиной минимального удельного парового потока, равной $0,333(2,01+1) = 1,002$.

При разделении той же исходной трехкомпонентной смеси в первой колонне схемы «б» доля отбираемого верхнего продукта составит 0,667 кмоль (Б+Т) /кмоль смеси, а минимальное флегмовое число равно 0,867 при разделении ключевой пары Т–К. Трудность разделения смеси на заданные составы продуктовых потоков оценивается в этом случае минимальным удельным паровым потоком в колонне, равным $0,667(0,867+1) = 1,245$. Следовательно, и затраты теплоты по этой схеме разделения будут больше. Этот тривиальный вывод общеизвест-

стен. Важно другое: при разделении по схеме «а» паровой поток в первой колонне меньше, чем в первой колонне схемы «б». При этом большее флегмовое число (схема «а») обеспечивает большее внутреннее энергосбережение на тарелках ректификационной колонны (коэффициент использования пара, характеризующий долю его конденсации на каждой ступени для испарения встречного потока флегмы). Именно это и обеспечивает меньшие суммарные (в двух колоннах) затраты теплоты по схеме «а» (в сравнении со схемой «б») при получении одинаковой чистоты всех трех продуктовых потоков по обеим схемам.

Наличие области исходных составов трехкомпонентных смесей, для которых при разделении по схеме «б» требуются меньшие затраты теплоты в кипятильнике, чем по схеме «а» [80, 86], объясняется достаточно просто с помощью понятий трудности разделения (или минимального удельного парового потока) и внутреннего энергосбережения при ректификации. Обычно это область с малыми концентрациями НКК, когда для его выделения (в нашем примере это бензол или сумма бензола и толуола) требуются большие флегмовые числа при работе первых колонн в обеих схемах.

Из представленных в табл. 4.17 результатов расчета минимальных удельных паровых потоков по колонне при различных концентрациях Б, Т и К в исходной смеси видно, что при малых концентрациях бензола и толуола ректификацию необходимо проводить с большими флегмовыми числами.

Таблица 4.17. Минимальные флегмовые числа и удельные потоки пара в колоннах схем «а» и «б» при разных составах исходной смеси

Содержание компонентов в исходной смеси, % мол.			Минимальное флегмовое число		Минимальный удельный паровой поток	
Б	Т	К	Схема «а»	Схема «б»	Схема «а»	Схема «б»
33,3	33,3	33,4	2,01	0,867	1,002	1,245
15,0	15,0	70,0	4,67	2,21	0,850	0,963
5,0	5,0	90,0	14,1	6,84	0,754	0,784

Из таблицы 4.17 также видно, что с уменьшением концентраций летучих (НКК) компонентов в исходной смеси преимущество схемы

«а» по величине минимального удельного парового потока в первых колоннах практически исчезает. Так, в случае малых концентраций бензола (5% мол.) и толуола (5% мол.) минимальный удельный паровой поток в первой колонне схемы «б» (0,784) всего лишь на 3,9% превышает таковой (0,754) в схеме «а». Если учесть, что в этом случае затраты теплоты во второй колонне схемы «б» существенно меньше, чем во второй колонне схемы «а», из-за меньшего потока питания, поступающего во вторую колонну, то суммарные затраты теплоты по схеме «б» будут меньше, чем по схеме «а». В представленной ниже табл. 4.18 видно, что тепловые затраты во второй колонне схемы «б» всего 43,8 кВт по сравнению с 246,3 кВт в схеме «а».

Теоретическое обоснование существования областей оптимальности схем «а» и «б» разделения трехкомпонентных смесей возможно путем сравнения суммарных (в двух колоннах) удельных затрат теплоты, определяемых в соответствии с формулой (4.2).

При разделении по схеме «а» суммарные удельные затраты теплоты в двух колоннах составляют

$$q_{\Sigma}^a = \frac{D_B}{L_1} (R_1^a + 1)r_B + \frac{D_T}{L_1} (R_2^a + 1)r_T.$$

При допущении, что доля отбора дистиллята в каждой колонне равна содержанию компонента в исходной смеси, т. е. $D_i/L_i = x_i^i$, где индекс $i = Б$ (бензол), $Т$ (толуол) и $К$ (о-ксилол), получаем

$$q_{\Sigma}^a = x_1^B (R_1^a + 1)r_B + x_1^T (R_2^a + 1)r_T. \quad (4.3)$$

Аналогично можно получить выражение для суммарных удельных затрат теплоты в кипятильниках обеих колонн по схеме «б»:

$$q_{\Sigma}^b = (x_1^B + x_1^T)(R_1^b + 1)r_{BT} + x_1^B (R_2^b + 1)r_B. \quad (4.4)$$

Граница раздела областей оптимальности для схем «а» и «б» соответствует равенству выражений (4.3) и (4.4). Аналитическое решение этого уравнения вряд ли возможно из-за сложных зависимостей флегмовых чисел (даже минимальных) от составов разделяемых смесей во всех колоннах.

Предлагаемый ниже пример расчета суммарных минимальных (при $R_{\text{мин}}$) удельных (на 1 кмоль исходной смеси) затрат теплоты по формулам (4.4) для схемы «а» и (4.5) — для схемы «б» подтверждает наличие областей оптимальности схем «а» и «б».

При разделении **эквимольной** смеси Б – Т – К при найденных выше минимальных удельных паровых потоках в первых колоннах, значениях $R_2^a = R_2^b = 1,35$ при разделении эквимольных бинарных смесей во вторых колоннах обеих схем и мольных теплотах парообразования $r_B = 30\,700$ кДж/кмоль, $r_T = 33\,400$ кДж/кмоль, $r_{BT} = 31\,000$ кДж/кмоль получаем

$$q_{\Sigma}^a = 0,333(2,01 + 1)30700 + 0,333(1,35 + 1)33400 = 56900 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^a = 618 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$q_{\Sigma}^b = (0,333 + 0,333)(0,867 + 1)31000 + 0,333(1,35 + 1)30700 = 38500 + 24000 = 62500 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^b = 679 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Схема «а» в этом случае менее затратная ($618 < 679$).

При разделении смеси Б – Т – К исходного состава $x_I^B = 0,05$ мол. доли, $x_I^T = 0,05$ мол. доли и $x_I^K = 0,90$ мол. доли суммарные минимальные удельные затраты теплоты по схеме «а» равны

$$q_{\Sigma}^a = 0,05(14,1 + 1)30700 + 0,05(10 + 1)33400 = 23200 + 18400 = 41600 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^a = 400 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

и по схеме «б»

$$q_{\Sigma}^b = (0,05 + 0,05)(6,84 + 1)31000 + 0,05(1,35 + 1)30700 = 24300 + 3600 = 27900 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^b = 286 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Схема «б» при таком составе исходной смеси существенно менее затратная.

Вышеприведенные теоретические положения и результаты предварительных расчетов подтверждены расчетами затрат теплоты и внутреннего энергосбережения (в обеих колоннах обеих схем) при разделении 1 кг/с трехкомпонентной смеси бензол — толуол — *о*-ксилол различного состава, выполненными с помощью модуля DSTWU программы Aspen Plus. Для расчета были выбраны исходные составы: эквимолярный (0,333 — мол. доля бензола; 0,333 — мол. доля толуола и 0,334 — мол. доля *о*-ксилола) и с малым содержанием бензола и толуола в смеси с *о*-ксилолом, а именно 0,05; 0,05 и 0,90 мол. доля соответственно.

Результаты компьютерного расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения в отдельных колоннах и системах из 2 колонн представлены в табл. 4.18.

Из результатов, приведенных в табл. 4.18, следует, что при разделении эквимолярной исходной смеси с получением продуктовых потоков 98% (мол.) чистоты суммарные затраты теплоты для разделения, осуществляемого по схеме «а» (**605,6** кВт), меньше, чем для разделения по схеме «б» (**770,7** кВт). Объясняется это, как было отмечено ранее, бóльшим внутренним энергосбережением в системе колонн схемы «а» (**0,820**), чем в колоннах по схеме «б» (**0,746**). Подчеркнем, что удельные (на 1 кг исходной смеси) суммарные затраты теплоты в кипятильниках двух колонн лишь в 1,5–2 раза превышают теплоту испарения исходной смеси.

Еще раз отметим, что внутреннее энергосбережение в колонне улучшается с увеличением флегмового числа, согласно формуле (3.9). Это в полной мере подтверждают результаты расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения при разделении исходной смеси с небольшим содержанием бензола и толуола: 0,05; 0,05 и 0,90 мольн. доля *о*-ксилола (см. нижнюю половину табл. 4.18). Здесь флегмовые числа значительно больше (за исключением колонны 2 схемы «б»), чем при разделении эквимолярной смеси. Отсюда и затраты теплоты во всех

кипятильниках существенно меньше (**за счет повышенного внутреннего энергосбережения** в колоннах), и конечно, меньше суммарные затраты на выделение отдельных компонентов (в 1,5 раза в схеме «а» и в 3 раза в схеме «б»), даже при получении продуктов разделения более высокой чистоты (на уровне 0,998 мол. доля вместо 0,980 при разделении эквимольной исходной смеси). Выделенные полужирным шрифтом в таблице 4.18 внутренние энергосбережения в первых колоннах схем «а» (**0,927**) и «б» (**0,934**) объясняют причину меньших затрат теплоты в схеме «б». И, конечно, для разделения небольшого потока смеси Б и Т во второй колонне схемы «б» необходимы малые затраты теплоты (всего **43,8** кВт).

Анализ затрат теплоты в кипятильниках ректификационных колонн схем «а» и «б» подтверждает сделанный ранее в теоретическом анализе и выполненном приближенном расчете вывод о том, что при разделении трехкомпонентных смесей с малым содержанием двух наиболее летучих компонентов энергетически менее затратной становится схема «б». Меньшие затраты теплоты всегда объясняются повышенным внутренним энергосбережением в колоннах.

Таблица 4.18. Результаты расчета удельных затрат теплоты при ректификации смеси Бензол–Толуол–Ксилол

Характеристики	Схема «а»						Схема «б»					
	Колонна 1			Колонна 2			Колонна 1			Колонна 2		
	Исходная смесь: $x_1^d = 0.333, x_2^d = 0.333, x_3^d = 0.334$											
Содержание целевого компонента	Б	Т	К	Б	Т	К	Б	Т	К	Б	Т	К
	0.981	0.000	0.000	0.000	0.978	0.980	0.000	0.000	0.980	0.980	0.981	0.000
	Флегмовое число, R						1.35					
	Число тарелок						30					
	Тарелка питания						13					
Энергосбережение, Δn	0.837						0.803					
Среднее Δn в двух колоннах	0.820						0.725					
Затраты теплоты, кВт	313.0						505.1					
Суммарные затраты, кВт	605.6						770.7					
Исходная смесь: $x_1^d = 0.05, x_2^d = 0.05, x_3^d = 0.90$												
Содержание целевого компонента	0.999				0.998	0.998			0.998	0.998	0.997	
	Флегмовое число, R						13.95					
	Число тарелок						30					
	Тарелка питания						15					
	Энергосбережение, Δn						0.966					
Среднее Δn в двух колоннах	0.927						0.934					
Затраты теплоты, кВт	121.3						208.5					
Суммарные затраты, кВт	367.6						252.3					

Заключение

Если после прочтения книги у читателя сложилось мнение, что автор этой работы опровергает сложившиеся классические представления о процессе ректификации, то оно, безусловно, ошибочное. Дело в том, что неизменным остается главное, а именно: затраты теплоты на процесс разделения возрастают при увеличении флегмового числа. Поэтому неизбежным условием снижения затрат теплоты является организация работы ректификационных колонн с потоками флегмы, близкими к минимально возможному для достижения требуемой степени разделения.

Вместе с этим приведенный выше анализ затрат теплоты при различных вариантах организации процесса ректификации убедительно показал, что с увеличением флегмового числа процесс тепломассообмена между паровой и жидкой фазами становится более полным. Ведь конденсация пара при ректификации возможна лишь при наличии встречного потока флегмы. В ее отсутствие пар не может конденсироваться, поскольку нет приемника выделяющейся при конденсации пара теплоты.

Количественная оценка эффективности использования парового потока в ректификационной колонне, названная внутренним энергосбережением, позволяет без расчета затрат теплоты выбрать энергетически оптимальный вариант разделения бинарной или многокомпонентной смеси. Только с помощью понятия о внутреннем энергосбережении можно объяснить эвристически найденные оптимальные схемы разделения, исключить ошибочные направления поиска и, наоборот, найти правильные методы разработки оптимальных схем ректификационных установок.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А., Захаренко В.В., Зиновкина Т.В., Таран А.Л., Костянян А.Е. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии : учебник. В 2 кн. / под ред. В.Г. Айнштейна. М.: Университетская книга; Логос, Физматкнига, 2006. 1760 с.
2. Комиссаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Научные основы процессов ректификации: учебное пособие для вузов / под ред. Л.А. Серафимова. М.: Химия, 2004. 416 с.
3. Benedict M. Multistage separation processes // Chem. Eng. Progress, 1947. V. 43, № 2. P. 41–45.
4. Додж. Б.Ф. Химическая термодинамика. Пер. с англ. М.Л. Карапетьянц / под ред. В.А. Киреева. М.: Изд-во иностр. лит., 1950. 786 с.
5. Платонов В.М., Берго Б.Г. Разделение многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1965. 368 с.
6. Alcantara-Avila J.R., Cabrera-Ruiz J., Segovia-Hernandez J.G., Hernandez S., Ben-GuangRong. Controllability analysis of thermodynamically equivalent thermally coupled arrangements for quaternary distillations // Chemical engineering research and design. 2008. P. 23.
7. Захаров М. К., Мусеева Е.Д.; Многоколонная ректификация как способ энергосбережения при разделении зеотропных бинарных смесей // Хим. пром. 2003. № 9. С. 35–42.
8. Giorgio Soave, Josep A. Feliu. Saving energy in distillation towers by feed splitting // Applied Thermal Engineering. 2002. № 22. P. 889.
9. Анохина Е.А., Тимошенко А.В., Рудаков Д.Г., Тимофеев В.С., Тациевская Г.И., Матюшенкова Ю.В. Энергосбережение в ректификации с использованием комплексов со связанными потоками // Вестник МИТХТ. 2011. Т. 6, № 4. С. 28–39.
10. Тимошенко А.В, Анохина Е.А. Энергосберегающая ректификация многокомпонентных смесей в сложных колоннах с боковыми отборами // Хим. пром. 2002, № 5. С. 3–6.
11. M. Nakaiwa, T. Ohmori. Process intensification for energy savings through concept of «detuning» from ideal state // Translation from Synthesiology, 2009. V. 2, № 1. P. 51.
12. M. NaKaiwa, K. Huang, A. Endo, T. Ohmori, T. Akiya and T. Takamatsu: Internally heat-integrated distillation columns: A review, Chem. Eng. Res. Design, 2003. 81 (1). P. 162.
13. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation // Journal of Natural Gas Science and Engineering. (2011), doi:10.1016/j.jngse. 2011.06.002.
14. Ефремов Г.И., Александров И.А., Плотникова Л.В., Галибина Г.В. Патент № 2393904 «Ректификационная установка» // Бюл. изобретений. 2010. № 19.

15. *Koeijer G., Rosjorde A., Kjelstrup S.* Distribution of heat exchange in optimum diabatic distillation columns // Elsevier, Energy. 2004. № 29. P. 2425.
16. *Shamsuzzoha M., Seki Hiroya, Lee Moonyong.* Design and Analysis of Divided wall column // Proceeding of the 6 th International conference on Process Systems Engineering (PSE ASIA). 2013. P. 25.
17. *Захаров М.К.* Анализ энергосбережения в процессах ректификации // Химическая технология. 2008. Т. 9, № 4. С. 177.
18. *Захаров М.К.* Энергетическая эффективность процесса ректификации // Тонкие химические технологии. 2015. Т. 10, № 1. С. 29.
19. *Захаров М.К.* О лимитирующих стадиях тепломассообмена на тарелках ректификационных колонн // Вестник МИТХТ. 2014. Т. 9, № 2. С. 94.
20. *Панкрушина А.В., Гартман Т.Н.* Технологический расчет сложных комплексов ректификационных колонн и оценка их эффективности с учетом колебания состава питания // Химическая технология. 2016. № 8. С. 367.
21. *Жаров В.Т., Серафимов Л.А.* Физико-химические основы дистилляции и ректификации. Л.: Химия, 1975. 240 с.
22. *Тимофеев В.С., Серафимов Л.А.* Принципы технологии органического и нефтехимического синтеза. М.: Химия, 1992. 431 с.
23. *Гельперин Н.И.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1981. 812 с.
24. *Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А.* Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. М.: Издат. центр РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2012. 726 с.
25. *Фролова А.К.* Разделение азеотропных смесей. Физико-химические основы и технологические приемы: монография. М.: Гуманитарный издат. центр ВЛАДОС, 2010. 192 с.
26. *Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А.* Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет. М.: Химия, 1993, 393 с.
27. *Серафимов Л.А., Тимофеев В.С., Писаренко Ю.А., Солохин А.В.* Технология основного органического синтеза. Совмещенные процессы. М.: Химия, 1993. 420 с.
28. *Kister, Henry Z.* Distillation troubleshooting, Wiley, 2006. 752 p.
29. *Luyben, William L.* Distillation design and control using Aspen™ simulation. Lehigh University Bethlehem, Pennsylvania AIChE, John Wiley & Sons, 2013. 510 p.
30. *Kohei Ogawa.* Chemical Engineering: A New Perspective. Elsevier, 2007. 176 p.
31. *Захаров М.К., Ряднинская Н.В.* О затратах теплоты при разделении бинарных смесей методами перегонки // Вестник МИТХТ. 2006. № 2. С. 62–66.
32. *Захаров М.К., Козлова А.С.* Анализ энергосбережения при ректификации идеальных бинарных смесей // Вестник МИТХТ. 2007. Т. 2, № 6. С. 56–62.

33. *Львов С.В.* Некоторые вопросы ректификации бинарных и многокомпонентных смесей // М.: Издательство АН СССР, 1960. 163 с.
34. *Захаров М.К.* Энергоемкость и энергосбережение процессов ректификации // Энциклопедия инженера-химика. 2009. № 3. С. 18–21.
35. *Захаров М.К., Мартынова М.М., Прусаченкова М.И.* Сравнение затрат теплоты при разделении бинарных смесей методами дистилляции и ректификации // Химическая технология, 2017. Т. 18, № 1. С. 43–48.
36. *Бройштейн И.Н., Семендяев Н.А.* Справочник по математике. М.: Наука, 1967. 608 с.
37. *Данилов Р.Ю., Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А.* Режим минимальной флегмы в простых ректификационных колоннах // ТОХТ. 2007. Т. 41. № 4. С. 394–406.
38. *Серафимов Л.А., Челюскина Т.В., Мавлеткулова П.О.* Специальные режимы ректификации многокомпонентных смесей и их значение в химической технологии // ТОХТ. 2013. Т. 47. № 4. С. 370–378.
39. *Koehler J., Poellmann P., Blass E.,* A Review on Minimum Energy Calculations for Ideal and Nonideal Distillations Model // Ind. Eng. Chem. Res. 1995. V. 14. P. 1003.
40. *Петлюк Ф.Б., Данилов Р.Ю.* Траектория ректификации трехкомпонентных азеотропных смесей при минимальной флегме // ТОХТ. 1998. Т. 32, № 6. С. 604.
41. *Fidkowski Z.T., Malone M.F. & Doherty M.F.* Nonideal Multicomponent Distillation: Use of Bifurcation Theory for Design // AIChE J. 1991. V. 37. P. 1761.
42. *Stichlmair J.G., Offers H. & Potthoff R.W.* Minimum Reflux and Reboil in Ternary Distillation // Ind. Eng. Chem. Res. 1993. V. 32. P. 2438.
43. *Petlyuk F.B.* Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units. New York: CUP. 2004.
44. *Серафимов Л.А., Челюскина Т.В., Мавлеткулова П.О.* Особые случаи определения минимального флегмового числа при ректификации бинарных смесей // ТОХТ. 2013. Т. 47, № 3. С. 286–293.
45. *Захаров М.К., Аббаси М.* Сравнение затрат теплоты на ректификацию при различных состояниях исходной бинарной смеси // Вестник МИТХТ. 2012. Т. 7, № 1. С. 41–45.
46. *Захаров М.К., Швец А.А., Бойчук А.А.* Расчет минимального флегмового числа при ректификации некоторых реальных бинарных смесей // Тонкие химические технологии, 2016. Т. 11, № 1. С. 40–44.
47. *Gilliland S.R., Reed C.F.* Degree of freedom of a rectification column // 2nd Eng. Chem. 1942. V. 34, № 5. P. 551–557.
48. *Бенедек П., Ласло А.* Научные основы химической технологии / Пер с нем. под ред. П.Г. Романкова, М.И. Курочкиной. Л.: Химия, 1970. 367 с.

49. *Kwauk M.* Specification of Design Variables // In book Henley E.J., Seader J.D. Equilibrium State separation operations in Chemical Engineering. New York: John Wiley & Sons, 1956. P. 239–269.
50. *Серафимов Л.А.* Вариантность термодинамических систем // Ученые записки МИТХТ, М.: МИТХТ, 1999. Вып. 1. С. 4–12. 2000. Вып. 2. С. 13–14.
51. *Фролова А.К., Хахин Л.А.* К определению числа степеней свободы химико-технологических объектов (на примере ректификационной колонны) // Химическая технология. 2009. Т. 10, № 4. С. 127.
52. *Хахин Л.А.* Разработка энтропийной оценки работы ректификационных колонн и функциональных комплексов: дисс. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ, 2009.
53. *Захаров М.К., Старостина Ю.А., Назаров Д.Г.* О целесообразности питания ректификационной колонны исходной смесью в виде пара // Вестник МИТХТ. 2011. Т. VI, № 6. С. 21–29.
54. *Захаров М.К., Аббаси М.* Влияние агрегатного состояния исходной бинарной смеси на затраты тепловой энергии при ректификации // Вестник МИТХТ. 2014. Т. 9, № 1. С. 38–42.
55. *Захаров М.К.* Способы энергосбережения при проведении энергоёмких технологических процессов // Технологии нефти и газа. 2006. № 1. С. 63–72.
56. *Айништейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А.* Оптимизация теплового насоса в процессах химической технологии // Хим. пром. 2001. № 1. С. 18–27.
57. New Energy Conservation Technologies and Their Commercialisation // Proc. of an Intern. Conference, Berlin, 6–10 April, 1981.
58. *Захаров М.К.* Энергосберегающие схемы ректификации // Наука и технология углеводов. 2002, № 6. С. 3–8.
59. *Янговский Е.И., Левин Л.А.* Промышленные тепловые насосы // М.: Энергоиздат, 1989. 128 с.
60. *Barmvill J., Morris C.P.* Hydrocarbon Processing, July, 1982. P. 117–119.
61. *Айништейн В.Г., Захаров М.К.* Многоколонная ректификация // Хим. пром. 2001. № 6. С. 39–47.
62. *Захаров М.К., Швец А.А.* Взаимосвязь внешнего и внутреннего энергосбережения при ректификации бинарных смесей // Тонкие химические технологии. 2016. Т. 11, № 1. С. 40–44.
63. *Захаров М.К., Носов Г.А., Писаренко Ю.А., Жильцова Л.М., Швец А.А.* Сравнение распределенного подвода теплоты по высоте ректификационных колонн с традиционным // Теор. основы хим. технологии. 2017. Т. 51, № 4. С. 417.
64. *Kim Y.H.* Design and control of energy-efficient distillation columns. // Korea J. Chem. Eng., 33, 2016.

65. Sun L., Li J., Liu X. Research on configurations of thermally integrated distillation column (TIDC). // *Advanced Research on Electronic Commerce, Web Application, and Communication*. V. 143. P. 335–339.
66. Лотхов В.А., Малюсов В.А., Баглачян Р.А. Математическое описание процесса одновременного тепло- и массообмена в ректификационной пленочной колонне // *Теор. основы хим. технологии*. 1982. Т. 16, № 1. С. 114–116.
67. Рукенштейн Э., Смигельский О. К вопросу эффекта Савистовского-Смита при ректификации смесей // *Журнал прикладной химии*. 1964. Т. 37, № 7. С. 1530–1537.
68. Kirschbaum E. *Destilier and Rektifiziertchnik*, Berlin, Springer Verlag, 1940, 235 s.
69. Малюсов В.А., Лотхов В.А., Бычков Е.В., Жаворонков Н.М. Тепло- и массообмен в процессе ректификации // *Теор. основы хим. технологии*. 1975. Т. 9, № 1. С. 3–10.
70. Зельвенский Я.Д., Малинов С.А., Шалыгин В.А. Определение вклада диффузионного и термического потоков при ректификации в трубах с орошаемыми стенками // *Теор. основы хим. технологии*. 1976. Т. 10, № 2. С. 184.
71. Зельвенский Я.Д., Малинов С.А., Шалыгин В.А. О влиянии нагрузки на величину термических эффектов при адиабатической ректификации в трубке с орошаемой стенкой // *Теор. основы хим. технологии*. 1979. Т. 13, № 1. С. 98–99.
72. Захаров М.К. Гидродинамика, тепло- и массоперенос в пленочных аппаратах. М.: МИТХТ, 2014. 92 с.
73. Перри Дж. Справочник инженера-химика: в 2 т. Т. 2. Л.: Химия, 1969. 504с.
74. Боярчук П.Г., Гольберг Ю.Е., Серафимов Л.А. Влияние глубины барботажного слоя на эффективность колпачковой ректификационной тарелки // *Химия и технология топлив и масел*. 1968. № 5. С. 41–44.
75. Касаткин А.Г., Плановский А.Н., Чехов О.С. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. М.: Стандартиз, 1961. 82с.
76. Аббаси М. Энергосбережение в процессах ректификации бинарных и многокомпонентных смесей: дисс. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ, 2014. 122 с.
77. Lewis W.K., Whitman W.G. *Ind. Eng. Chem.* 1924. V. 16, № 12. P. 1215–1220.
78. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 656 с.
79. Справочник химика. Т. 5. М.; Л.: Изд-во «Химия», 1968. 974 с.
80. Мавлеткулова П.О., Серафимов Л.А., Архипова Т.В. Сравнение первого и второго заданного разделения при ректификации трехкомпонентных зеотропных смесей // *Вестник МИТХТ*. 2013. Т. 8. № 6. С. 54–58.
81. Мавлеткулова П.О., Серафимов Л.А., Данилов Р.Ю. Сравнительный анализ режимов четкого разделения при ректификации трехкомпонентных зеотропных смесей // *Теор. основы хим. технологии*. 2014. № 5. С. 565–571.

82. *Захаров М.К.* Процессы разделений жидких смесей и минимальный паровой поток при ректификации // Химическая технология. 2017. Т. 18, № 4. С. 167.
83. *Захаров М.К., Швец А.А.* Выбор оптимальной схемы ректификационной установки при разделении трехкомпонентных смесей // Химическая технология. 2016. Т. 17, № 6. С. 256–262.
84. *Захаров М.К., Довбиш А.А.* Об энергосбережении при ректификации за счет нагрева исходной смеси паром в верхней части колонны // Материалы Международной научно-методической конференции «Химия и экология. Наука и образование». М.: Изд-во МГОУ. 2010. С. 150–155.
85. *Saxena N., Mali N., Satpute S.* Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation // Indian Academy of sciences. 2017. V. 42. P. 119–128.
86. *Корабельников М.М.* Синтез и анализ технологических схем ректификации многокомпонентных зетропных смесей : дисс. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ им. М.В. Ломоносова, 1978. 110 с.
87. *Бувев Д.Л., Тимошенко А.В.* Оптимальные схемы разделения синтетических жирных кислот C_5 – C_{20} // Хим. пром. 2000. № 10. С. 24–27.
88. *Тимошенко А.В., Тимофеев В.С., Паткина О.Д.* Оптимальные по энергозатратам схемы ректификации смесей бензола и алкилбензолов // Хим. пром. 1998. № 4. С. 41–44.

Михаил Константинович ЗАХАРОВ

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

Учебное пособие

Зав. редакцией
естественнонаучной литературы *М. В. Рудкевич*
Ответственный редактор *Т. С. Спирина*
Корректор *О. И. Смирнова*
Выпускающий *Е. А. Кириллова*

ЛР № 065466 от 21.10.97
Гигиенический сертификат 78.01.10.953.П.1028
от 14.04.2016 г., выдан ЦГСЭН в СПб

Издательство «ЛАНЬ»
lan@lanbook.ru; www.lanbook.com
196105, Санкт-Петербург, пр. Юрия Гагарина, д. 1, лит. А
Тел./факс: (812) 336-25-09, 412-92-72
Бесплатный звонок по России: 8-800-700-40-71

Подписано в печать 27.11.17.
Бумага офсетная. Гарнитура Школьная. Формат 84×108^{1/32}.
Печать офсетная. Усл. п. л. 13,23. Тираж 100 экз.

Заказ № 003-18.

Отпечатано в полном соответствии
с качеством предоставленного оригинал-макета
в АО «Т8 Издательские Технологии».
109316, г. Москва, Волгоградский пр., д. 42, к. 5.