

М. К. ЗАХАРОВ

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ. ТЕОРИИ И СПОСОБЫ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ В РЕКТИФИКАЦИИ

УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ



САНКТ-ПЕТЕРБУРГ • МОСКВА • КРАСНОДАР
2024

Захаров М. К. Процессы и аппараты химической технологии. Теории и способы энергосбережения в ректификации : учебное пособие для вузов / М. К. Захаров. — Санкт-Петербург : Лань, 2024. — 228 с. : ил. — Текст : непосредственный.

ISBN 978-5-507-49233-6

В первой главе приведены основные понятия и методы расчета затрат теплоты при ректификации, а также анализ этих затрат при различных условиях разделения жидких смесей. Во второй главе рассмотрены различные теории тепломассопереноса в процессах ректификации и наиболее подробно — новая теория внутреннего энергосбережения, учитывающая многократное использование парового потока на каждой тарелке колонных аппаратов. В третьей главе представлены результаты вычислительных экспериментов, подтверждающие теоретически обоснованную зависимость затрат теплоты от внутреннего энергосбережения при ректификации. Приведены базирующиеся на теории внутреннего энергосбережения способы снижения затрат теплоты при ректификации.

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.

УДК 66.02
ББК35.11я73

Рецензенты:

С. П. РУДОБАШТА — доктор технических наук, профессор,
профессор кафедры теплотехники, гидравлики и энергообеспечения предприятий
Российского государственного аграрного университета — МСХА им. К. А. Тимирязева,
лауреат Международной премии им. академика А. В. Лыкова;
М. Г. БЕРЕНГАРТЕН — кандидат химических наук, профессор,
профессор кафедры аппаратного оформления и автоматизации
технологических производств им. профессора М. Б. Генералова
Московского политехнического университета, лауреат премии Правительства РФ.

Обложка
П. И. ПОЛЯКОВА

© Издательство «Лань», 2024
© М. К. Захаров, 2024
© Издательство «Лань», художественное
оформление, 2024

ОГЛАВЛЕНИЕ

Основные обозначения	7
Введение	9
Глава 1. Основные сведения и методы расчета процесса ректификации...	11
1.1. Общие сведения	11
1.2. Физико-химические основы ректификации	12
1.2.1. Правило фаз и равновесие в системах «жидкость — пар»	12
1.2.2. Равновесие для идеальных смесей	14
1.2.3. Равновесие для реальных бинарных смесей	20
1.2.4. Равновесие многокомпонентных систем	26
1.3. О целесообразности использования относительной летучести компонентов при разделении бинарных смесей	28
1.4. Ректификация бинарных смесей	34
1.4.1. Сущность процесса ректификации	34
1.4.2. Типовая схема, потоки, терминология	37
1.4.3. Материальные и тепловые потоки при ректификации бинарных смесей	40
1.4.3.1. Связь внешних потоков ректификационной колонны с составами продуктов разделения	40
1.4.3.2. Материальные и тепловые потоки в ректификационной колонне	41
1.4.4. Расчет непрерывной ректификации бинарных смесей при постоянных по высоте колонны мольных потоках паровой и жидкой фаз	45
1.4.4.1. Расчет числа теоретических тарелок	46
1.4.4.2. Тепловой расчет колонны	56
1.4.4.3. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на работу ректификационной колонны	59

1.4.4.4. Расчет минимального флегмового числа при разделении некоторых реальных бинарных смесей, подаваемых в колонну с разными энергетическими уровнями	65
1.4.5. Расчет ректификации бинарных смесей с помощью энтальпийной диаграммы	74
1.4.6. О паровом числе в отгонной секции колонны	92
1.4.7. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на затраты теплоты при ректификации	98
1.4.7.1. Сравнение суммарных минимальных затрат теплоты на ректификацию при различных энергетических уровнях исходной смеси на входе в колонну	98
1.4.7.2. О целесообразности предварительной конденсации исходной парожидкостной смеси (насыщенного пара, перегретого пара) перед подачей её в ректификационную колонну	101
1.5. Ректификация многокомпонентных смесей	107
1.5.1. Фазовые равновесия многокомпонентных систем	107
1.5.2. Разделение трехкомпонентных смесей	109
1.5.3. Разделение многокомпонентных смесей	120
Глава 2. Теории тепломассообмена в процессах ректификации	130
2.1. История развития теорий тепломассопереноса в процессах ректификации	130
2.2. Теория обратимой ректификации	133
2.3. Теория внутреннего энергосбережения в процессах ректификации	134
2.3.1. Тепломассообмен на тарелках и сущность внутреннего энергосбережения при ректификации	134
2.3.2. Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с реальными тарелками	145
2.3.3. Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с непрерывным контактом фаз	150
2.3.4. О термодинамике в теории внутреннего энергосбережения в процессах ректификации	151

Глава 3. Способы снижения затрат теплоты

при разделении жидких смесей методом ректификации 156

3.1. Способы энергосбережения при проведении

энергоёмких химико-технологических процессов 156

3.1.1. Тепловые насосы в ректификационных установках 156

3.1.2. Оптимальный ТН с рекуперацией теплоты уходящих потоков 158

3.1.3. ТН при ректификации

с большим перепадом температур по колонне 159

3.1.4. ТН с использованием нижнего жидкого продукта 160

3.1.5. ТН закрытого типа 161

3.1.6. Использование теплоты парового потока

одной колонны для обогрева другой 162

3.1.7. Приближение реальной ректификации к термодинамически
обратимой 164

3.1.8. Колонны с внутренним теплоинтегрированием 167

3.2. Сравнение способов энергосбережения 169

3.2.1. Сравнение распределенного подвода теплоты по высоте
ректификационных колонн с традиционным в кипятильнике 169

3.2.2. «Улучшенные» способы энергосбережения
на основе теории обратимой ректификации 179

3.2.2.1. О замене полного подвода теплоты в кипятильник колонны
на распределенный подвод к тарелкам отгонной секции 179

3.2.2.2. «Повышение» эффективности теплового насоса
согласно теории обратимой ректификации 183

3.3. Способы снижения затрат теплоты

согласно теории внутреннего энергосбережения 186

3.3.1. Способы энергосбережения при разделении бинарной смеси 186

3.3.2. Внутреннее энергосбережение

при ректификации трехкомпонентных смесей 194

3.3.3. Выбор схемы разделения

многокомпонентных смесей с наименьшими затратами
согласно теории внутреннего энергосбережения 208

3.3.3.1. Газофракционирующие установки	209
3.3.3.2. О необходимости увеличения флегмы в сложных колоннах разделения нефти	213
Заключение	216
Список литературы	218

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 и испарения

F — поверхность, м²

i — энтальпия жидкости, кДж/кг

h — энтальпия пара, кДж/кг

m — коэффициент распределения компонента между паровой и жидкой фазами

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

н — низ колонны, начальный

К — кипящая смесь

ПЖ — парожидкостная смесь

П — пар

ПП — перегретый пар

Х — холодная смесь

о — 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. Повышенная энергоемкость ректификации 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 остается актуальной. Поэтому повышенное внимание в учебной [1–2] и научной литературе, начиная с середины XX в. [3–5] по настоящее время [6–21], уделяется поиску и разработке энергосберегающих способов снижения затрат теплоты при 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 кипятильнике 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).

С середины XX в. главный вектор поиска путей снижения энергозатрат (прежде всего тепловых) направлен на приближение реальной ректификации к

обратимой [3–22]. 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. Далее будут подробно объяснены причины такого неожиданного результата.

Приведенный в книге теоретический анализ затрат тепловой энергии при ректификации бинарных и многокомпонентных смесей, подкрепленный расчетным экспериментом, позволил увидеть внутреннее энергосбережение в ректификационных аппаратах и разработать теорию и, соответственно, новый подход к выбору наименее затратных схем ректификационных установок различного назначения.

ГЛАВА 1.

ОСНОВНЫЕ СВЕДЕНИЯ И МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ

1.1. Общие сведения

В химической, нефтехимической и ряде других отраслей промышленности (пищевой, фармацевтической — вплоть до металлургической) часто необходимо разделять жидкие и газовые смеси с получением достаточно чистых компонентов или фракций различного состава. Разделение таких смесей при контакте жидкой и паровой фаз, сопровождающееся *перераспределением* компонентов между фазами, называется **перегонкой**. В основе перегонки лежит различная летучесть составляющих смесь компонентов, т. е. разная их склонность к переходу из жидкой фазы в паровую или в обратном направлении.

Пусть, например, в сосуде находится *жидкая* смесь метанола и воды с концентрацией метанола 40%. Если эту смесь нагреть до кипения и подвести некоторое дополнительное количество теплоты, то образовавшаяся (в небольшом количестве) паровая фаза, находящаяся в контакте с оставшейся жидкой смесью, будет содержать 73% метанола, т. е. обогатится метанолом.

Пусть теперь от *парообразной* смеси бензола и толуола, содержащей 40% бензола и находящейся при температуре конденсации, отводится некоторое количество теплоты. Тогда образовавшийся (в небольшом количестве) конденсат, находящийся в контакте с оставшейся паровой фазой, будет содержать всего лишь 19% бензола, т. е. обогатится толуолом.

Разная склонность компонентов смеси к переходу в **парообразное** (либо жидкое) состояние обусловлена разницей их температур кипения (конденсации). Так, при атмосферном давлении температура кипения метанола равна 64,5°C, а воды — 100°C; бензола — 80,2°C, а толуола — 110,6°C. Очевидно, что метанол в первой из смесей и бензол во второй будут проявлять большее стремление перейти из жидкой фазы в паровую, а вода и толуол — из паровой в

жидкую. Приведенные примеры иллюстрируют лишь **явление** разделения, т. е. возможность обогащения паровой или жидкой фаз каким-либо компонентом. Но именно это явление лежит в основе **процессов** разделения методами **дистилляции** и **ректификации** с общим названием «**процессы перегонки**».

Подробно рассмотрим только ректификацию, поскольку (как будет доказано далее) внутреннее энергосбережение присуще только ректификации при противоточном движении парового потока (снизу вверх) и потока жидкости (названной **флегмой**) — сверху вниз.

Подражая известной поэме Владимира Маяковского, можно сказать:

«Ректификация» и «флегма» —

слова-близнецы.

Другие сравнения —

не столь точны.

Мы говорим «ректификация»,

подразумеваем —

«флегма»,

Мы говорим «флегма»,

подразумеваем —

«ректификация».

1.2. Физико-химические основы ректификации

1.2.1. 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 компо-

нентов 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» число степеней свободы

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

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 жидкости и состав паровой смеси) варьировать невозможно: они примут *определенные* значения, отвечающие принятым ограничениям. Возможен и такой вариант заданных параметров: давление и температура кипения. Тогда 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 ($k > 3$).

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

1.2.2. 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 парообразования и т. д.) могут быть рассчитаны *аддитивно* по концентрациям и свойствам 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 молярную 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 рисунке 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 A), а $x = 0$ отвечает $P = P_B^0$ (чистый высококипящий компонент B).

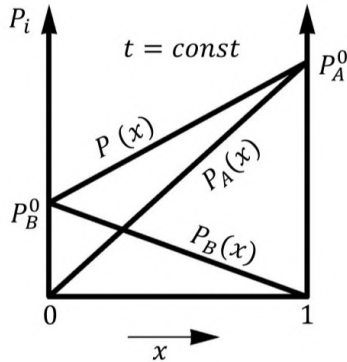


Рис. 1.1

К закону Рауля для идеальных бинарных систем

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 .

Поделим первое выражение на второе и произведем сокращение на объемом 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 форме $y = P_A^0 x / P$ 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 рисунке 1.2. Разумеется, и здесь величине $y = 1$ отвечает $P = P_A^0$, а $y = 0$ — $P = P_B^0$.

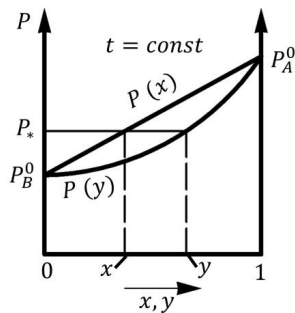


Рис. 1.2

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

Зависимости типа (1.4), (1.8) соблюдаются при постоянной температуре, так что диаграммы на рисунках 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 процесс 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 рисунке 1.3.

Для определения равновесных составов фаз с помощью *изобарной* диаграммы $t - x, y$ (давления в фазах по определению выровнены) необходимо уравнивать еще и температуры. Для некой температуры t_* (соответствующая го-

ризонталь 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' .

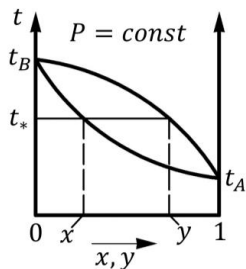


Рис. 1.3

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

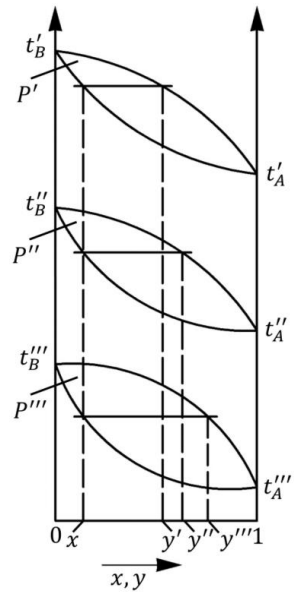
Влияние давления на положение кривых $t - x, y$ для бинарной смеси иллюстрируется на рисунке 1.4: с повышением давления возрастают температуры кипения обоих компонентов, так что вся диаграмма $t - x, y$ смещается в область более высоких температур. При этом уменьшается расстояние между кривыми $t(x)$ и $t(y)$, что приводит к ухудшению возможностей разделения: одному и тому же x с ростом P отвечают меньшие равновесные значения y . На рисунке 1.4 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 $\alpha = P_A^0/P_B^0$. С учетом (1.4) и (1.7) после преобразований получим:

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

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 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 $\alpha = 1$ (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 $\alpha \rightarrow \infty$ (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.

На практике разделению чаще всего подвергаются смеси с *сопоставимыми* (но не равными) температурами кипения (значит, и упругостями паров чистых компонентов), что отвечает конечному значению $\alpha > 1$. В этом случае кривые (1.9) располагаются выше диагонали, причем тем дальше от нее (лучше

возможности разделения), чем больше α . 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 возрастает с понижением P .

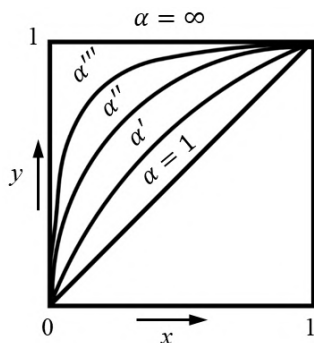


Рис. 1.5

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

Строго говоря, коэффициенты разделения α даже для идеальных бинарных смесей не являются постоянными в полном диапазоне концентраций, так как при изменении температур кипения с изменением концентрации x упругости паров чистых компонентов P_A^0 и P_B^0 изменяются в разной мере.

Общепринято, что технологический расчет процессов ректификации бинарных смесей ведется на базе НКК. Рабочая область процессов ректификации располагается *ниже кривой равновесия*. Но концентрация НКК в паровой смеси больше, чем в жидкой, поэтому одновременно рабочая область *выше диагонали*.

1.2.3. Равновесие для реальных бинарных смесей

В реальных системах существует взаимодействие компонентов — обычно слабое в паровой фазе и зачастую существенное в жидкой (взаимодействие одноименных молекул существенно отличается от взаимодействия разноименных молекул). Это взаимодействие сказывается на равновесии, приводя к от-

клонению 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 рисунке 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 чем между одинаковыми молекулами, — поэтому упругость паров над смесью выше рассчитанной по аддитивности.

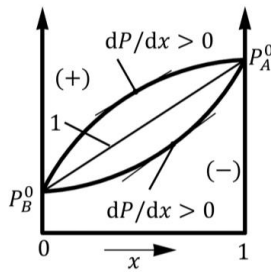


Рис. 1.6

Диаграммы $P(x)$ для реальных бинарных смесей:

I — прямая, следующая закону Рауля; $(-)$ и $(+)$ — отрицательное и положительное отклонения от закона Рауля.

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

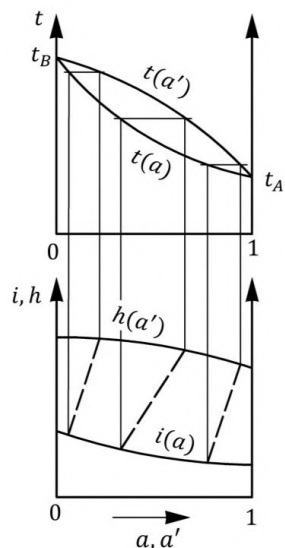
Кривые $t(x)$ и $t(y)$ тоже определяются экспериментально; они качественно сходны с приведенными на рисунке 1.3 (являются *нисходящими* в полном концентрационном диапазоне), но их конкретная форма зависит от свойств компонентов.

Кривые равновесия в диаграмме $y - x$ могут сильно отличаться от симметричных (относительно нисходящей диагонали) гипербол.

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.

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

Рис. 1.7
 Диаграммы «энтальпия — состав»
 и «температура — состав»



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. Приблизленно 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 рисунка 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 рисунке 1.8а, з. Смеси с экстремальным отклонением от идеальности следуют второму закону Коновалова (см. рис. 1.8а, б, з, 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. 1.8а) — 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. 1.8б) первая область, как и в случае эотропных 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 *определённом* 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. 1.8в) для такой смеси также существуют области $y > x$ и $y < x$; азеотропу ($y = x$) соответствует точка пересечения линии равновесия с диагональю.

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.

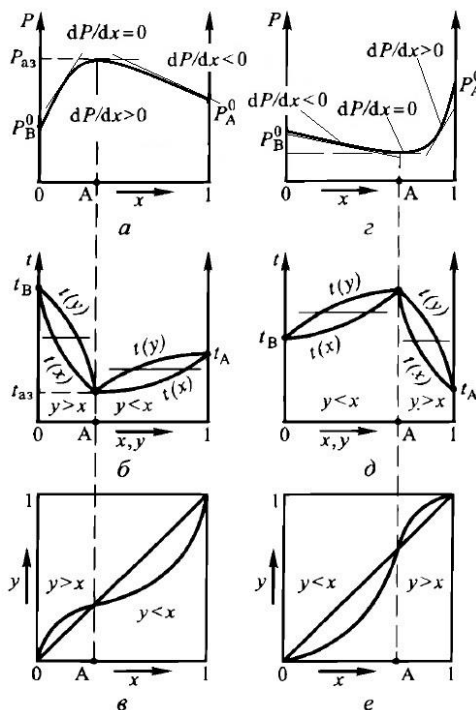


Рис. 1.8

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

Физический смысл второго закона Коновалова поясним, сопоставляя фрагменты рисунка 1.8а, 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 рисунке 1.8а, 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 $i, h - x, y$ 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].

1.2.4. 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.

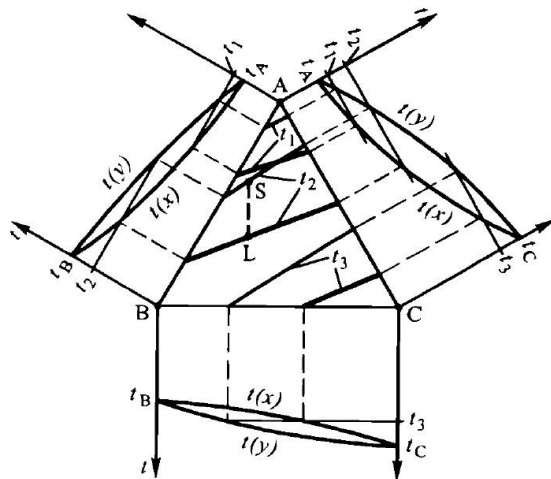


Рис. 1.9

Равновесие в идеальных трехкомпонентных системах

Равновесные составы отдельных бинарных смесей, как показано на рисунке 1.3, 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: AB и AC ; спроецировав эти составы на соответствующие стороны треугольника, т. е. на AB и AC , получим на них точки (отдельно для жидкой и паровой фаз), отвечающие температуре t_2 . Очевидно, что изотермы t_2 для тройных смесей ABC 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 рисунке 1.9 они показаны полужирными линиями применительно к паровой фазе и жирными — применительно к жидкой. Равновесные составы жидкой и паровой фаз характери-

зуются 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 модельные подходы [25–27], позволяющие по свойствам бинарных и тройных смесей предсказывать свойства весьма сложных многокомпонентных систем и рассчитывать их равновесие.

1.3. О целесообразности использования относительной летучести компонентов при разделении бинарных смесей

Общепринято [23, 24] трудность разделения жидких смесей оценивать коэффициентом относительной летучести исходных компонентов, который для идеальных систем определяется отношением давлений насыщенных паров чистых компонентов (P_A и P_B) при определенной температуре t : $\alpha = P_A/P_B$. Величина α , например, используется в уравнении (1.9) равновесной зависимости концентрации НКК в паровой фазе от концентрации НКК в жидкости.

Следует отметить, что даже в случае идеальных бинарных смесей значение α не является постоянной величиной, а зависит от концентрации низкокипящего компонента (НKK) в смеси. При изменении состава смеси изменяется ее температура кипения и соответственно величина P_A/P_B , что обусловлено нелинейностью зависимостей давлений насыщенных паров от температуры. Так, для смеси «бензол — толуол» при малых концентрациях НKK в смеси (менее 5%) коэффициент относительной летучести равен 2,30, а при больших концентрациях НKK (более 80%) — 2,55. Разница составляет около 10%. Для сравнения: в системе «бензол — м-ксилол» она превышает 20%.

При допущении постоянства коэффициента относительной летучести компонентов [23, 24] равновесные составы жидкости x и пара y для идеальных бинарных смесей связаны зависимостью

$$y = \frac{\alpha x}{\alpha x + 1 - x}. \quad (1.10)$$

При значениях α , близких к единице, можно принять

$$y = \alpha x.$$

При этом разность концентраций НKK в паровой фазе по сравнению с концентрацией его в жидкости будет равна

$$y - x = \alpha x - x = (\alpha - 1)x. \quad (1.11)$$

Величина $(\alpha - 1)$ в работе [3] названа коэффициентом обогащения. Из (1.11) видно, что коэффициент обогащения $(\alpha - 1)$ — это относительное увеличение концентрации НKK в паровой фазе по сравнению с его концентрацией в жидкости. Разработанная на этой основе теория обратимой ректификации (см. также по ссылкам: [4–13], [15–22]) предлагает один реальный способ снижения затрат теплоты. Это распределенный по высоте укрепляющей секции колонны отвод теплоты с тарелок и подвод к тарелкам отгонной секции колонны.

Широкий диапазон изменения значений α (от 1 до ∞) не позволяет аналитически выразить зависимость затрат теплоты и проанализировать влияние величин α и $(\alpha - 1)$ на затраты теплоты при ректификации.

Более удобной оценкой способности смеси разделяться методом ректификации является величина P , названная нами [28] разделяемостью смеси и определяемая в виде

$$P = \frac{\alpha - 1}{\alpha + 1}. \quad (1.12)$$

Величина P изменяется в пределах от 0 (при $\alpha = 1$) до 1 (при $\alpha = \infty$).

Из (1.12) следует

$$\alpha = \frac{1 + P}{1 - P}. \quad (1.13)$$

Подставляя в (1.9) найденное выражение α , получаем равновесную зависимость состава пара y от состава жидкости x для смесей, подчиняющихся закону Рауля:

$$y = \frac{(1 + P)x}{1 - P + 2Px}. \quad (1.14)$$

Использованная нами оценка (величина P) способности жидких смесей делиться методом перегонки позволила увидеть (и учесть в дальнейшем) внутреннее энергосбережение при ректификации и на основе этого разработать теорию внутреннего энергосбережения при ректификации [28].

Сравнение теорий обратимой ректификации и внутреннего энергосбережения приведено в [29] и будет подробно рассмотрено далее.

Сравнение величин, приведенных выше, оценок способности жидких смесей разделяться методом ректификации представлено в таблице 1.1.

Таблица 1.1

**Сравнение различных оценок способности жидких смесей
разделяться методом ректификации**

α	P	$\alpha - 1$
1	0	0
1,01	0,0050	0,01
1,05	0,0244	0,05

α	P	$\alpha - 1$
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	∞

При любых значениях концентрации НКК в жидкости коэффициент относительной летучести может быть представлен отношением коэффициентов (констант) фазового равновесия компонентов разделяемой смеси:

$$\alpha = \frac{K_A}{K_B}, \quad (1.15)$$

где $K_A = P_A/P_{\text{общ}}$ и $K_B = P_B/P_{\text{общ}}$; $P_{\text{общ}}$ — общее давление в колонне.

Значения констант фазового равновесия компонентов K_A и K_B при $P_{\text{общ}} = \text{const}$ зависят от концентрации компонентов, так как упругость паров чистых компонентов есть функция температуры кипения t , а последняя зависит от состава смеси. При малых концентрациях НКК константа K_B близка к 1. В этом случае можно приближенно считать $\alpha = K_A$. В области средних концен-

траций коэффициент относительной летучести α определяется отношением (1.15). А это значит, что коэффициент α учитывает и увеличение НКК в паровой фазе по сравнению с жидкой ($K_A = y/x$), и одновременно увеличение высококипящего компонента (ВКК) в жидкой фазе по сравнению с паровой ($1/K_B = 1 - x/1 - y$), т. е. дважды учитывает один и тот же эффект.

При концентрации НКК, близкой к 1, коэффициент относительной летучести $\alpha = 1/K_B$. При этом концентрация НКК в паровой фазе (y) лишь незначительно превышает концентрацию НКК в жидкости (x). Примем $x = 0,9$, а $y = 0,95$. Тогда величина α :

$$\alpha = \frac{1}{K_B} = \frac{1 - x}{1 - y} = \frac{1 - 0,9}{1 - 0,95} = \frac{0,1}{0,05} = 2,$$

характеризует лишь увеличение ВКК в жидкой фазе по сравнению с паровой. При этом численное значение α , равное 2, свидетельствует о достаточно хорошей способности этой жидкой бинарной смеси разделяться методом ректификации. На самом же деле лишь небольшое относительное приращение концентрации НКК

$$\frac{y - x}{x} = \frac{0,95 - 0,90}{0,90} = 0,0556$$

свидетельствует об обратном.

В учебной литературе по процессам и аппаратам [23, 24] отношение равновесных концентраций какого-либо компонента в фазах принято называть **коэффициентом распределения**

$$m = \left(\frac{y}{x} \right)_{\text{равн}}. \quad (1.16)$$

Этот коэффициент представляет собой тангенс угла наклона секущей, проведенной из начала координат в точку с равновесными концентрациями y , x . Нижний индекс «равн» в формуле (1.16) означает, что речь идет о равновесных концентрациях НКК в паровой и жидкой фазах.

Следует особо подчеркнуть, что m — это тангенс угла наклона **секущей**, поскольку нередко m трактуется как тангенс угла наклона касательной к линии

равновесия в точках с равновесными концентрациями y , x . Лишь при малых концентрациях НКК (до 1–3%) в смеси тангенс угла наклона касательной мало отличается от тангенса угла наклона секущей. В других случаях это отличие становится очень значительным (рис. 1.10) даже для бинарных смесей, близких к идеальным. Тем более это отличие усиливается в случае реальных смесей.

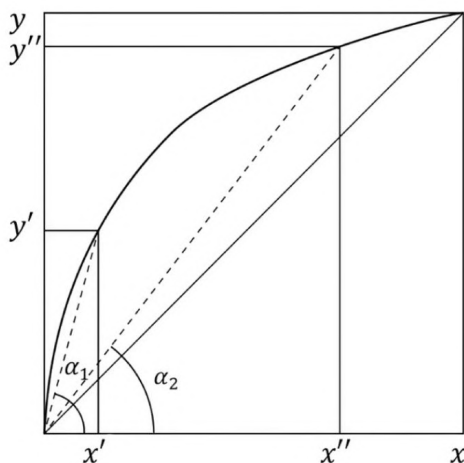


Рис. 1.10

К графическому определению коэффициента распределения компонентов

На рисунке 1.10 видно, что величина коэффициента распределения m при малых концентрациях НКК значительно выше (точка x' , y'), чем при больших концентрациях НКК (точка x'' , y''): $\operatorname{tg} \alpha_1 > \operatorname{tg} \alpha_2$. При $x \rightarrow 1$ коэффициент m стремится к 1, а это свидетельствует об уменьшении обогащения паровой фазы низкокипящим компонентом относительно жидкой фазы. Таким образом, использование коэффициента распределения m , являющегося мерой обогащения паровой фазы НК компонентом, является, на наш взгляд, более корректным при анализе фазового равновесия и расчетах минимального флегмового числа при разделении смесей ректификацией (эти расчеты будут рассмотрены подробно в пп. 1.4.4.4). Тем не менее в качестве оценки легкости или трудности разделения смесей по-прежнему широко используется коэффициент относительной летучести [5–13, 15–22]. Это отчасти связано с тем, что при расчете минимального флегмового числа в случаях ректификации многокомпонентных

смесей применим один из наиболее распространенных методов — метод Андервуда [2, 26], в котором используются постоянные значения коэффициентов относительной летучести парных компонентов. Этот метод, однако, не обеспечивает приемлемую точность расчета, поэтому в работе [30] предложен способ расчета минимального флегмового числа, базирующийся на константах фазового равновесия компонентов смеси (коэффициентах распределения).

1.4. Ректификация бинарных смесей

Одним из самых трудных процессов химической технологии и смежных с ней является разделение гомогенных смесей двух или более компонентов. При заданной производительности и требуемой чистоте продуктов разделения необходимо уметь рассчитывать размеры аппаратов и все затраты на процесс, из которых наибольшая доля приходится на затраты теплоты.

1.4.1. Сущность процесса ректификации

Ректификацией называется процесс переноса компонента (компонентов) между кипящей жидкой и конденсирующейся паровой фазами при их противоточном движении. При одновременно протекающих частичной конденсации паровой и испарения жидкой смесей можно получить выходы низкокипящего компонента (НKK) и высококипящего компонента (ВKK), примерно соответствующие их содержанию в исходной смеси.

Сущность ректификации как явления удобно рассмотреть (рис. 1.11) на примере работы колонны *I* с тарелками № 1, 2, 3, ..., *n*, на которых находится слой жидкости. Поток жидкости *L* подается на самую верхнюю тарелку. Избыток жидкости переливается на нижерасположенную тарелку, и так происходит движение жидкости до низа колонны (на рис. 1.11 показано сплошными стрелками).

Для разделения бинарной смеси, содержащей низкокипящий компонент (НKK) и высококипящий компонент (ВKK), её загружают в нижнюю часть колонны. Нагревают до кипения (стадия нагрева) путем подвода теплоты в кипя-

тильнике 2. При продолжении подвода теплоты образуется паровой поток, который, естественно, движется вверх по колонне.

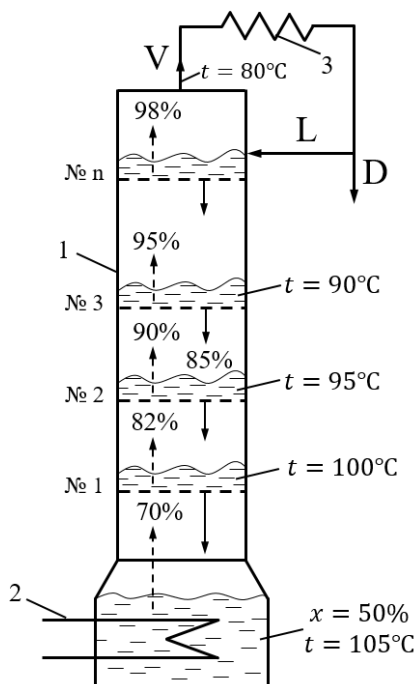


Рис. 1.11

Схема противоточного контактирования паровой и жидкой фаз
(периодическая ректификация):

I — колонна с тарелками; 2 — кипятильник; 3 — конденсатор.

Процесс вывода колонны на требуемый режим достаточно продолжительный. Представим, что колонна вышла на заданный режим и в какой-то момент времени концентрация НКК в кипящей жидкости внизу колонны равна 50%. По первому закону Коновалова в паровой фазе концентрация НКК будет больше, чем в жидкости, например 70%. Это число и все представленные на рисунке приведены с целью теплофизического пояснения того, что происходит на тарелках. Так, например, пар (70% НКК) с температурой 105°C встречается на тарелке № 1 с жидкостью, температура которой 100°C . Из-за разности температур пар конденсируется, а значит, выделяется теплота, за счет которой происходит испарение жидкости с образованием пара, содержащего 82% НКК. На тарелке

ке № 2 идет такой же процесс с получением 90% НКК в паровой фазе. Далее 95% на тарелке № 3, а на n -й тарелке получается требуемая чистота (98% НКК в паровой фазе). Паровой поток V , содержащий 98% НКК, имеющий температуру 80°C (близкую к температуре кипения НКК), конденсируется в конденсаторе 3. Полученная жидкость разделяется на два потока: практически чистый НКК — продукт разделения (дистиллят D , другое название — ректификат) — и возвращаемый в колонну поток L — флегма. Ректификация отличается от дистилляции именно потоком флегмы по колонне. И если вернуться к началу рассмотрения сущности ректификации, то становится понятным наличие жидкости на тарелках колонны.

Рассмотренная **периодическая** ректификация с получением дистиллята требуемой чистоты может быть организована двумя вариантами.

1. Увеличением отношения L/D в ходе процесса из-за уменьшения со временем концентрации НКК в жидкости внизу колонны.

2. По той же причине — начать отбирать дистиллят с более высокой концентрацией НКК, чем требуется в задаче. Тогда отношение L/D может оставаться постоянным в ходе всего процесса.

Методы расчета этих вариантов периодической ректификации подробно рассмотрены в [1].

Следует отметить, что при таком проведении процесса появляется **возможность многократно использовать теплоту** конденсации пара для испарения жидкости — путем **многократного непосредственного контактирования** конденсирующейся паровой и кипящей жидкой фаз. Многократная конденсация пара при контактировании с кипящей жидкостью (с образованием пара и жидкости других составов) позволяет существенно снизить энергозатраты на процесс разделения. Это **внутреннее энергосбережение**, присущее только процессу ректификации, будет подробно рассмотрено в главе 2.

1.4.2. Типовая схема, потоки, терминология

Приведенная на рисунке 1.11 схема иллюстрирует лишь эффект ректификации; она ограничена получением только НКК требуемой чистоты. Реальный ректификационный процесс позволяет получать оба компонента высокой концентрации.

Принципиальная схема процесса **непрерывной** ректификации бинарных смесей показана на рисунке 1.12. 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**;
- нисходящий жидкостный поток (в том числе возвращаемый сверху в колонну на орошение) именуют **флегмой** (иногда — 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).

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

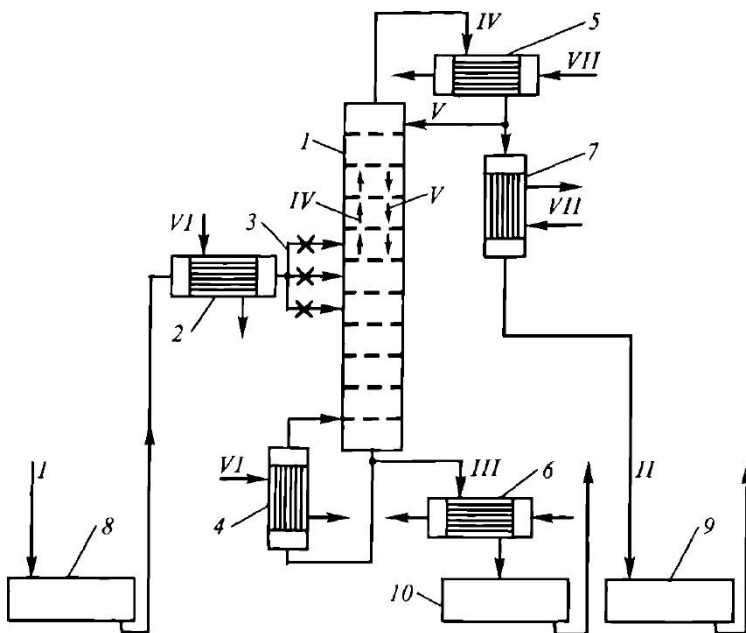


Рис. 1.12

Принципиальная схема непрерывно действующей ректификационной установки для разделения бинарных смесей:

I — 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* — пар; *V* — флегма; *VI* — нагревающий агент; *VII* — охлаждающий агент.

Часть колонны, находящаяся ниже тарелки питания (в ней НКК отгоняется из жидкости, исчерпывается), носит название **отгонной** (реже — исчерпывающей) части колонны (иногда — отгонной или исчерпывающей колонны). Генератор пара называют **кипятильником**, источник флегмы (чаще всего — и дистиллята) — **конденсатором**.

Конденсация пара в конденсаторе, отбор дистиллята и возврат флегмы в колонну осуществляют двумя способами, схематично изображенными на рисунке 1.13.

По первому способу (рис. 1.13а) 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, что в данном

случае составы всех трех потоков (пара, поступающего в конденсатор, флегмы, возвращаемой в колонну, и отводимого жидкого дистиллята) одинаковы.

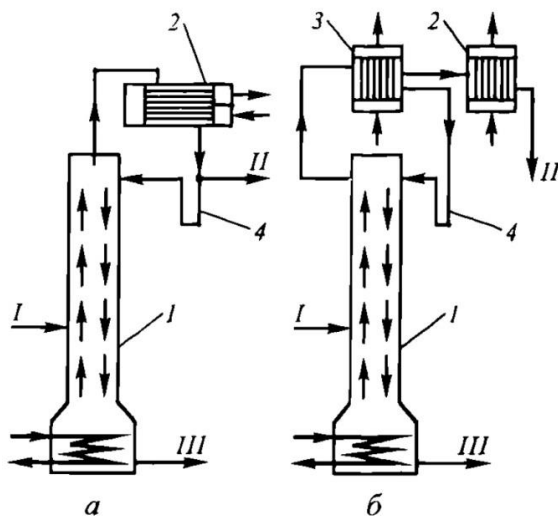


Рис. 1.13

Схемы конденсации уходящего из колонны пара и возврата в нее части образовавшейся жидкости:

а — полная конденсация пара в конденсаторе; *б* — частичная конденсация пара в дефлегматоре; *I* — колонна; *2* — конденсатор; *3* — дефлегматор; *4* — гидрозатвор; *I* — исходная смесь; *II* — дистиллят; *III* — кубовая жидкость.

По второму способу (рис. 1.13*б*) уходящий из колонны *I* пар лишь **частично** конденсируется в конденсаторе *3*, а вся образующаяся жидкость возвращается в колонну *I*. Дистиллят же отводится в виде пара и при необходимости полностью конденсируется в дополнительном конденсаторе *2*. В этом случае парциальный конденсатор *3* часто называют **дефлегматором**, а сам процесс выделения флегмы из пара — **дефлегмацией**. Здесь отводимый из системы продукт богаче НКК, чем выходящий из колонны пар и тем более возвращаемая в колонну жидкость. Заметим, что дополнительное обогащение дистиллята при этом обычно невелико. Дефлегмацию целесообразно применять, когда в последующем технологическом процессе дистиллят используется в виде пара.

Для проведения процессов ректификации применяются почти исключительно аппараты **колонного типа**. По характеру взаимодействия паровой и жидкой фаз ректификационные колонны можно разделить на две основные группы:

- со ступенчатым (дискретным) контактом фаз на тарелках;
- с непрерывным контактом фаз в насадочных и пленочных аппаратах.

1.4.3. 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.

1.4.3.1. 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 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 D кмоль/с и кубового остатка L_0 кмоль/с находятся из балансовых соотношений:

- по общим потокам

$$L_1 - D - L_0 = 0; \quad (1.17)$$

- по потокам НКК

$$L_1 x_1 - D x_2 - L_0 x_0 = 0. \quad (1.18)$$

Решая совместно уравнения (1.17) и (1.18), получаем:

$$D = L_1 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}; \quad (1.19)$$

$$L_0 = L_1 \frac{x_2 - x_1}{x_2 - x_0}. \quad (1.20)$$

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.

1.4.3.2. 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. 1.14). 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 B , в произвольном сечении — оставим без индекса.

Материальный баланс для выделенного контура К (см. рис. 1.14) по *потокам фаз*:

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

откуда

$$V - L = V_B - L_B = idem. \quad (1.21)$$

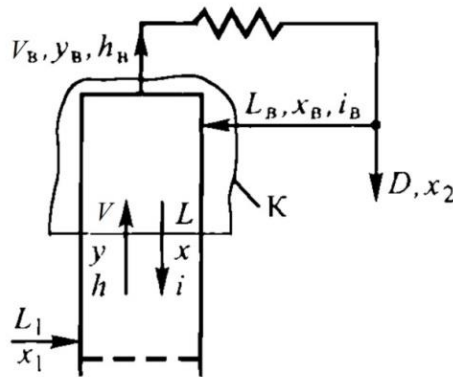


Рис. 1.14

Схема материальных и тепловых потоков в укрепляющей части ректификационной колонны

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 $V - L = D$.

Тепловой баланс для выделенного контура К (см. рис. 1.14) составим, пренебрегая потерями теплоты в окружающую среду и обозначив h и i — энтальпии пара и жидкости:

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

откуда

$$Vh - Li = V_B h_B - L_B i_B = idem. \quad (1.22)$$

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

$\approx i \approx \text{const}$, то фазовые потоки будут постоянными по высоте колонны. Это положение легко доказывается с помощью соотношения (1.22) с учетом, что $h = i + r$, где r — теплота испарения:

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

или

$$Vr + i(V - L) = idem. \quad (1.23)$$

Поскольку $V - L = idem$, $i = \text{const}$ и $r = h - i = \text{const}$, то и $V = idem$, а следовательно, и $L = V - D = idem$.

Заметим, что в выражении (1.23) 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 $r_A \approx \approx r_B \approx r$.

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	40 700
Этанол	907	46	41 700

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°. Тогда можно сказать, что при постоянстве мольных энтальпий пара и жидкости конденсация в каком-либо сечении (на тарелке) I кмоль пара должна приводить за счет выделения теплоты конденсации к испарению I 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 (1.23) для того же контура К (см. рис. 1.14) можно записать уравнения материального баланса *по потокам НКК*:

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

откуда

$$Vy - Lx = V_B y_B - L_B x_B = idem. \quad (1.24)$$

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: $V_B y_B - L_B x_B = Dx_2$, а значит, $Vy - Lx = Dx_2$; для отгонной части колонны такая разность $L'x - Vy = L_0 x_0$.

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

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

отсюда

$$\frac{y_{i+1} - y_i}{x_{i+1} - x_i} = \frac{L}{V} = idem. \quad (1.25)$$

Из (1.25) 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 два 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.

1.4.4. 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 и равными температурами.

1.4.4.1. 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 рисунке 1.15. Выделим контур K_1 , проходящий через произвольное сечение с потоками V, L , сопряженными концентрациями y, x , и верхнее сечение, где отводится низкикипящий продукт — дистиллят (его поток D с концентрацией x_2). Запишем для этого контура материальные балансы:

— по мольным потокам НКК

$$Vy - Dx_2 - Lx = 0; \quad (1.26)$$

— по мольным потокам фаз

$$V - D - L = 0. \quad (1.27)$$

Совместное решение (1.25) и (1.26) дает уравнение рабочей линии:

$$y = \frac{D}{D+L}x_2 + \frac{L}{D+L}x. \quad (1.28)$$

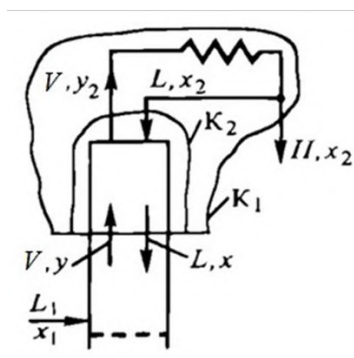


Рис. 1.15

Расчетная схема укрепляющей части ректификационной колонны

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 (1.28) 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 1 кмоль отводимого дистиллята. В дальнейшем используются соотношения:

$$L = DR$$

и

$$V = L + D = D(R + 1). \quad (1.29)$$

Уравнение (1.28) после деления числителей и знаменателей слагаемых в правой части на D с учетом (1.29) принимает вид

$$y = \frac{x_2}{R+1} + \frac{R}{R+1}x. \quad (1.30)$$

Прямая по (1.29) 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. 1.16). 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 (1.30) 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 B с координатами x_2 , y_2 , лежащую на диагонали.

Располагая рабочей линией, можно построить теоретические ступени между этой рабочей линией и кривой равновесия в виде ряда прямоугольных треугольников, опирающихся своими гипотенузами на рабочую линию (см. рис. 1.16). Так находят число теоретических ступеней, необходимых для повышения концентрации НКК в укрепляющей части колонны от x_1 до x_2 .

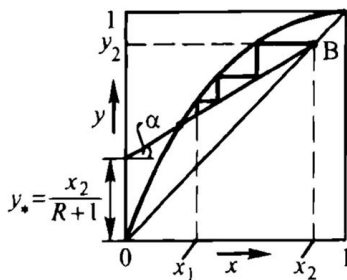


Рис. 1.16

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

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 главе 2.

Положение рабочей линии, как следует из уравнения (1.30), 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 качественное 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 кипятильнике, 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. 1.16), отсекаемого рабочей линией на оси ординат, зависит только от флегмового числа R . С *увеличением* R упомянутый отрезок уменьшается, а рабочая линия поворачивается вокруг точки B , приближаясь к диагонали и удаляясь от кривой равновесия. Очевидно, в нижнем предельном своем положении рабочая линия совпадает с диагональю и представляет собой участок AB на рисунке 1.17. При этом отрезок $y_* = 0$, что соответствует $R \rightarrow \infty$. Этот же вывод

следует из анализа изменения угла α и $\operatorname{tg} \alpha = \frac{R}{R+1}$ (см. рис. 1.16): для диагонали $\alpha = 45^\circ$ и $\operatorname{tg} \alpha = 1$, 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.

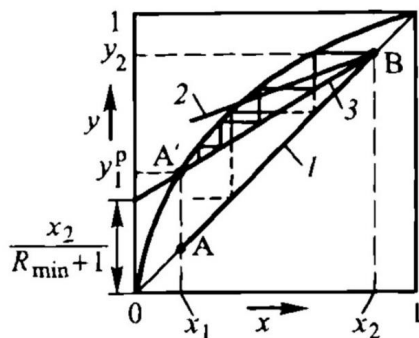


Рис. 1.17

Предельные положения рабочей линии укрепляющей части колонны

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 неременной 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. 1.17) достигается **максимальная движущая сила процесса**, и поэтому заданная степень разделения обеспечивается, как видно из рисунка, **минимальным числом теоретических ступеней**,

т. е. $n_T = n_{Tmin}$. 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 B , отдаляясь от диагонали и приближаясь к равновесной линии. Если она при этом пересекает кривую равновесия *выше* точки A' (x_1, y_1^p), то при данном составе питания x_1 процесс невозможен даже при бесконечном числе тарелок (линия 2 на рис. 1.17). Предельный случай — рабочая линия проходит через точку A' (линия 3 на рис. 1.17). Тогда в точке A' 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 (1.30). При $R = R_{min}$ рабочая линия проходит через точку A' с координатами x_1 и y_1^p (см. рис. 1.17). Подставив эти значения в (1.30), получим

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

откуда

$$R_{min} = \frac{x_2 - y_1^p}{y_1^p - x_1} = \frac{y_2 - y_1^p}{y_1^p - x_1}. \quad (1.31)$$

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*.

Расчет минимального флегмового числа для реальных бинарных смесей, подаваемых в колонну с разными энергетическими уровнями, будет подробно рассмотрен в следующем разделе.

Таким образом, установлено, что 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 амортизационных A и эксплуатационных \mathcal{E} затрат зависят от сложившихся цен на материалы, оборудование и энергию, а также от конструктивных характеристик аппаратуры.

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

Трудности технико-экономического расчета (они заключаются прежде всего в определении A и \mathcal{E}) 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 $R = (1 + k)R_{\min} + k$ с 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 $(n_T - n_{T\min})$. Приведем в модифицированном виде некоторые соотношения с рекомендуемыми диапазонами параметров:

$$\begin{aligned} \frac{R - R_{\min}}{R_{\min} + 1} &= a_0 \quad (a_0 = 0,1-0,5); \\ \frac{n_T - n_{T\min}}{n_{T\min} + 1} &= b_0 \quad (b_0 = 0,4-1). \end{aligned} \tag{1.32}$$

Если взять произведение этих комплексов

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

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

Выражение (1.31) легко преобразуется к виду

$$\frac{R+1}{R_{\min}+1} \frac{n_T+1}{n_{T\min}+1} = (1+a_0)(1+b_0) \approx \text{const.} \quad (1.33)$$

Анализ показывает, что в рекомендуемых диапазонах численное значение правой части выражения (1.33) изменяется мало, оно близко к 2,2 (естественно, наибольшему значению a_0 отвечает наименьшее значение b_0 . Задав-шись, например, приемлемой величиной комплекса $(n_T+1)/(n_{T\min}+1)$ или практически совпадающей с ней величиной $n_T/n_{T\min}$ (конечно, более 1 и менее 2,2), получаем оптимальное рабочее флегмовое число R .

Отгонная часть колонны

Схема отгонной части колонны показана на рисунке 1.18. 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

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

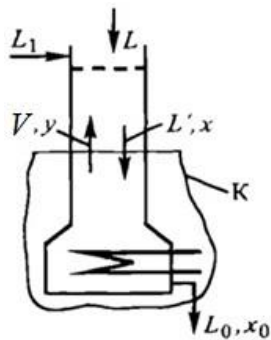


Рис. 1.18

Расчетная схема отгонной части колонны

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

$$y = -\frac{L_0}{V}x_0 + \frac{V + L_0}{V}x = -\frac{L_0}{V}x_0 + \frac{L'}{V}x. \quad (1.34)$$

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 (1.34) и диагонали $y = x$ найдем первую точку пересечения, приравнявая 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 (1.28) и (1.34). Приравняв их правые части, получим, сократив на V :

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

откуда

$$Dx_2 + L_0x_0 = (L' - L)x. \quad (1.35)$$

Из материального баланса (1.18) по потоку НКК для контура, охватывающего *всю* колонну, получаем выражение для *левой* части (1.35):

$$Dx_2 + L_0x_0 = L_1x_1. \quad (1.36)$$

Если принять, что исходная смесь поступает на тарелку питания при температуре кипения, то $L' = L + L_1$. Тогда *правая* часть (1.35) принимает вид

$$(L' - L)x = L_1x. \quad (1.37)$$

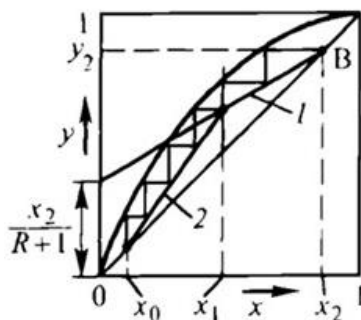


Рис. 1.19

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

Из (1.36) и (1.37) следует

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

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

1.4.4.2. Тепловой расчет колонны

Схема, иллюстрирующая тепловой расчет ректификационной колонны, представлена на рисунке 1.20.

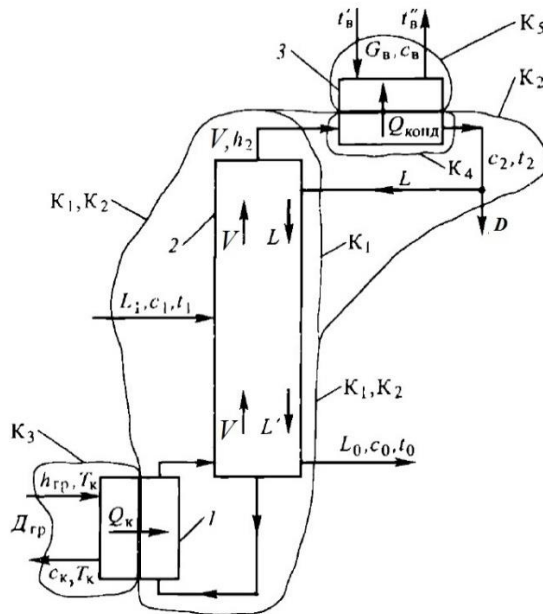


Рис. 1.20

К тепловому расчету ректификационной колонны:

I — кипятильник; 2 — колонна; 3 — конденсатор.

В колонну вносится теплота:

- Q_k — в кипятильнике (чаще всего конденсирующимся водяным паром);
- $L_1 c_1 t_1$ — с исходной смесью (c_1 и t_1 — ее теплоемкость и температура);
- $L c_2 t_2$ — с флегмой (c_2 и t_2 — теплоемкость и температура флегмы, равные соответствующим параметрам дистиллята).

Из колонны отводится теплота:

- $V h_2$ — с паром, поступающим в конденсатор (h_2 — энтальпия выходящего из колонны пара);
- $L_0 c_0 t_0$ — 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. 1.20), проходящего через теплообменную поверхность кипятильника:

$$Q_K + L_1 c_1 t_1 + L c_2 t_2 - V h_2 - L_0 c_0 t_0 = 0. \quad (1.38)$$

Подставляя в (1.37) $L = DR$ и $V = D(R + 1)$, выразим Q_K :

$$Q_K = DR(h_2 - c_2 t_2) + D h_2 + L_0 c_0 t_0 - L_1 c_1 t_1,$$

или, учитывая, что скрытая теплота испарения дистиллята (флегмы) $r_2 = h_2 - c_2 t_2$:

$$Q_K = D(R r_2 + h_2) + L_0 c_0 t_0 - L_1 c_1 t_1. \quad (1.39)$$

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. 1.20). Обозначим: $h_{гр}$ — энтальпия греющего пара, T_K — его температура в °C, c_K — теплоемкость конденсата. Тогда

$$D_{гр} h_{гр} - D_{гр} c_K T_K - Q_K = 0,$$

и

$$D_{гр} = \frac{Q_K}{h_{гр} - c_K T_K} = \frac{Q_K}{r_{гр}}, \quad (1.40)$$

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

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

$$V h_2 - V c_2 t_2 - Q_{конд} = 0,$$

откуда

$$Q_{конд} = V(h_2 - c_2 t_2) = V r_2. \quad (1.41)$$

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 :

$$G_B c_B t'_B + Q_{конд} - G_B c_B t_{>B} = 0,$$

так что

$$G_B = \frac{Q_{\text{конд}}}{c_B(t_{\text{в}} - t'_{\text{в}})}. \quad (1.42)$$

Представляет интерес сопоставление тепловых потоков Q_K и $Q_{\text{конд}}$. В этих целях на рисунке 1.20 выделим контур K_2 и запишем для него тепловой баланс:

$$Q_K + L_1 c_1 t_1 - Q_{\text{конд}} - D c_2 t_2 - L_0 c_0 t_0 = 0. \quad (1.43)$$

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 (1.43) 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**.

1.4.4.3. 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 недогрета 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.

При подаче в колонну исходной кипящей жидкости состава x_1 с температурой кипения t_1 на тарелке питания кипит жидкость того же состава x_1 , а следовательно, при той же температуре t_1 . В этом случае конденсация 1 моля пара на тарелке питания приводит к испарению 1 моля жидкости; значит, если снизу на рассматриваемую тарелку в единицу времени поступает V моль пара, то кверху уходит такой же его поток. При отклонениях от подачи в колонну кипящей жидкости на тарелке питания происходят изменения, характеризуемые 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 моля 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.

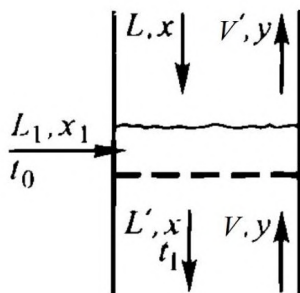


Рис. 1.21

К материальному балансу тарелки питания

Для количественного анализа представим (рис. 1.21) схему потоков на тарелке питания. В целях упрощения здесь и далее пренебрегаем ректификарующим действием тарелки питания — это приводит к некоторой погрешности при расчете числа теоретических тарелок (не более чем на одну 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:

$$E \cdot r = 1[c(t_1 - t_0) + r], \quad (1.44)$$

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

Из (1.44) находим удельное количество пара E (моль конденсирующегося пара/моль исходной смеси):

$$E = 1 + \frac{c(t_1 - t_0)}{r} > 1. \quad (1.45)$$

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

$$E = 1 - \psi \text{ и } \psi = 1 - E. \quad (1.46)$$

В правой части теперь количество теплоты, необходимой для испарения 1 моля исходной парожидкостной смеси. Отсюда $E = 1 - \psi < 1$, т. е. для образования пара из 1 моля 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 подаётся в виде пара, *перегретого* до $t_{\text{п}} > t_1$, то $E = -c_{\text{п}}(t_{\text{п}} - t_1) < 0$, где $c_{\text{п}}$ — теплоемкость пара.

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

Запишем уравнения материального баланса для тарелки питания (см. рис. 1.21). 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. 1.21) баланс тарелки питания запишется так:

— по потокам фаз

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

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

— 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**:

$$y = \frac{E}{E - 1}x - \frac{x_1}{E - 1}. \quad (1.47)$$

Зависимость (1.47) 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 M этой линии с *диагональю*. Решая совместно уравнения диагонали $y = x$ и (1.47), т. е.

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

получим абсциссу точки M : $x \equiv x_M = x_1$. Вторую точку (N) найдем на *оси абсцисс*, решая совместно уравнения абсциссы $y = 0$ и (1.47), 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 недогрета до ее температуры кипения) $x_N < x_1$ и точка N располагается левее x_1 на положительной оси абсцисс (рис. 1.22а).

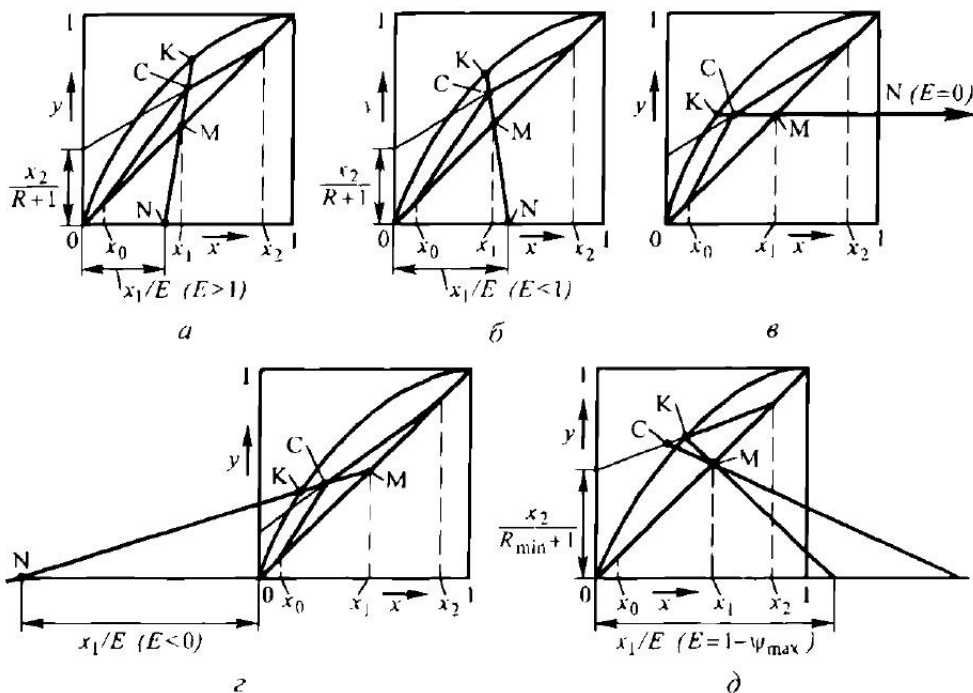


Рис. 1.22

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.

При $E < 1$ (исходная смесь подается в парожидкостном состоянии) $x_N < x_1$ и точка N лежит правее x_1 на оси абсцисс (рис. 1.22б).

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. 1.22в).

При $E < 0$ (исходная смесь — перегретый пар) точка N оказывается в области $x_N < 0$ (рис. 1.22г).

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. 1.22а–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 степени 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 (1.38). 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. 1.22д). По-

этому для *каждого* состояния исходной смеси следует предварительно найти *свое* значение R_{\min} — по точке K пересечения линии тарелки питания с кривой равновесия (см. рис. 1.22). 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 рисунка 1.22*д*: 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 особенности расчета минимального флегмового числа при разделении эотропных бинарных смесей с различным энергетическим уровнем подаваемой в колонну исходной смеси рассмотрены в пп. 1.4.4.4.

1.4.4.4. Расчет минимального флегмового числа при разделении некоторых реальных бинарных смесей, подаваемых в колонну с разными энергетическими уровнями

Для некоторых реальных бинарных смесей известные методы расчета минимального флегмового числа не подходят. В работе [31] 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.

Один из вариантов расчета флегмового числа R_{\min} базируется на величине отрезка y_0^* , отсекаемого рабочей линией укрепляющей колонны на оси ординат:

$$y_0^* = \frac{x_2}{R_{\min} + 1}. \quad (1.48)$$

Откуда следует

$$R_{\min} = \frac{x_2}{y_0^*} - 1. \quad (1.49)$$

Сначала рассмотрим расчет минимального флегмового числа при подаче в колонну «холодной» исходной смеси или в виде пара, парожидкостной смеси. В этих случаях надо учитывать зависимость (1.47) в диаграмме $x - y$ в виде прямой, на которой лежат сопряженные концентрации фаз на тарелке питания:

$$y = \frac{E}{E-1}x - \frac{x_1}{E-1}. \quad (1.50)$$

Напомним, что при подаче в колонну **кипящей** исходной смеси с концентрацией НКК, равной x_1 , флегмовое число R_{\min} рассчитывается по формуле (1.31):

$$R_{\min} = \frac{x_2 - y_1^p}{y_1^p - x_1} = \frac{x_2 - m_1 x_1}{x_1(m_1 - 1)}, \quad (1.51)$$

где $y_1^p = m_1 x_1$, m_1 — коэффициент распределения НКК в паровой и жидкой фазах при кипении жидкости состава x_1 .

Здесь очевидно, что величина R_{\min} зависит от составов дистиллята (x_2) и подаваемой в колонну исходной смеси (x_1) и коэффициента распределения m_1 .

При подаче в колонну исходной смеси состава x_1 , но иного энергетического уровня формула для расчета R_{\min} должна учитывать перемещение точки пересечения тарелки питания с равновесной кривой (пп. 1.4.4.3).

Прямые линии из начала координат в точки П, ПЖ, К, Х с осью абсцисс имеют углы, тангенсы которых представляют соответствующие коэффициенты распределения $m_{\text{П}}$, $m_{\text{ПЖ}}$, $m_{\text{К}}$, $m_{\text{Х}}$.

Из уравнения (1.16) можно определить равновесную концентрацию НКК в паре в любой точке пересечения (П, ПЖ, К, Х) линии тарелки питания, соответствующей агрегатному состоянию исходной смеси:

$$y_1^i = m_i x_1^i. \quad (1.52)$$

С учетом агрегатного состояния исходной смеси уравнение (1.50) примет следующий вид:

$$y_1^i = \frac{E}{E-1} x_1^i - \frac{x_1}{E-1}. \quad (1.53)$$

Приравняв (1.52) и (1.53), получаем

$$\frac{E}{E-1} x_1^i - \frac{x_1}{E-1} = m_i x_1^i, \quad (1.54)$$

где m_i — коэффициент распределения НКК в паровой и жидкой фазах для точек X, К, ПЖ и П на рисунке 1.23; верхний индекс i — это X, К, ПЖ, П.

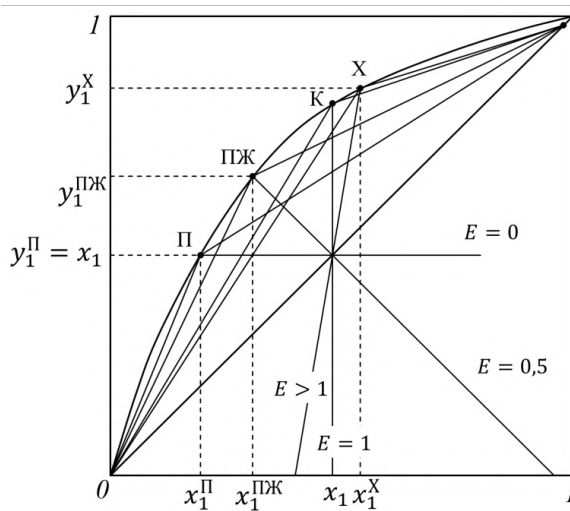


Рис. 1.23

К расчету минимального флегмового числа при подаче в колонну исходной смеси разного энергетического уровня

После преобразований (1.54)

$$E x_1^i - x_1 = E m_i x_1^i - m_i x_1^i$$

находим абсциссу x_1^i точки пересечения тарелки питания с равновесной кривой:

$$x_1^i = \frac{x_1}{E - E m_i + m_i} = \frac{x_1}{E + m_i(1 - E)} \quad (1.55)$$

или

$$x_1^i = \frac{x_1}{1 - \psi + \psi m_i} = \frac{x_1}{1 + (m_i - 1)\psi}. \quad (1.56)$$

Минимальное флегмовое число в этих случаях определяется по формуле

$$R_{\min}^i = \frac{x_2 - m_i x_1^i}{m_i x_1^i - x_1^i} = \frac{x_2 - m_i x_1^i}{x_1^i (m_i - 1)}. \quad (1.57)$$

Согласно формуле (1.57) минимальное флегмовое число R_{\min}^i зависит от коэффициента распределения m_i и x_1^i , а поскольку x_1^i зависит еще и от величины E (формула (1.55)), то R_{\min}^i определяется двумя параметрами исходной смеси: составом исходной смеси x_1 и величиной E , которая позволяет найти m_i с помощью диаграммы фазового равновесия $x - y$.

В таблице 1.2 представлены результаты расчета минимального флегмового числа R_{\min}^i по формуле (1.57) для смеси «бензол — толуол» с содержанием НКК в исходной смеси $x_1 = 0,3, 0,5$ и $0,7$ моля и требуемым составом дистиллята $x_2 = 0,98$ моля при различном агрегатном состоянии исходной смеси.

Таблица 1.2

Результаты расчета минимального флегмового числа R_{\min}^i при $x_1 = 0,5$

Смесь	E	m_i	$m_i - 1$	x_1^i	$x_1^i (m_i - 1)$	$m_i x_1^i$	$x_2 - m_i x_1^i$	R_{\min}^i
Хол.	1,2	1,376	0,376	0,545	0,205	0,750	0,230	1,122
Кип.	1	1,430	0,430	0,500	0,215	0,715	0,265	1,233
ПЖ	0,5	1,589	0,589	0,387	0,228	0,615	0,365	1,601
Пар	0	1,724	0,724	0,290	0,210	0,500	0,480	2,280

Зависимости R_{\min}^i от доли пара $\psi = 1 - E$ в исходной смеси разных составов представлены на рисунке 1.24.

Метод расчета R_{\min} по формуле (1.57) особенно удобен для реальных бинарных смесей с кривыми равновесия, существенно отличающимися от идеальных смесей. Прежде всего это относится к бинарным смесям с возможным **пинч-режимом** (касание рабочей линии с равновесной в точках К на рис. 1.25).

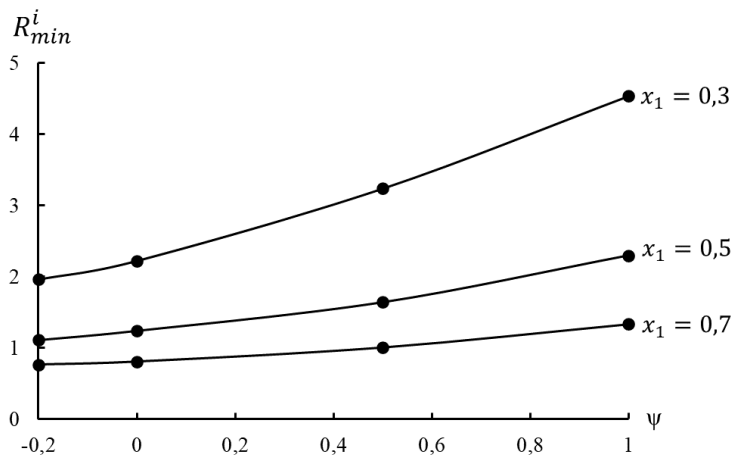


Рис. 1.24

Зависимость R_{\min}^i от доли пара ψ при различных составах исходной смеси

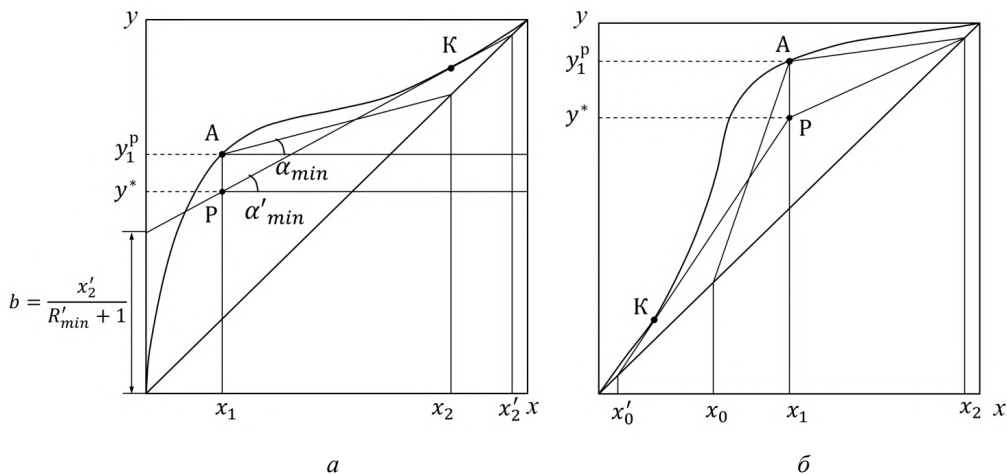


Рис. 1.25

Кривые равновесия реальных бинарных смесей с возможными пинч-режимами:

a — в укрепляющей колонне; $б$ — в отгонной колонне.

При заданных составах исходной смеси x_1 и верхнего продукта x_2 тангенс угла α_{\min} рабочей линии (рис. 1.25а) определяется выражением

$$\operatorname{tg} \alpha_{\min} = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{x_2 - y_1^p}{x_2 - x_1}. \quad (1.58)$$

Но при составе дистиллята x_2' возникает пинч-режим в **укрепляющей** секции колонны, поэтому минимальное флегмовое число должно быть суще-

ственно больше для получения заданного состава верхнего продукта. В этом случае R'_{\min} можно найти по значению y^* (рис. 1.25a). Аналогично выражению (1.58) можно записать:

$$\operatorname{tg} \alpha'_{\min} = \frac{R'_{\min}}{R'_{\min} + 1} = \frac{x'_2 - y^*}{x'_2 - x_1}. \quad (1.59)$$

Откуда следует

$$R'_{\min} = \frac{x'_2 - y^*}{y^* - x_1}. \quad (1.60)$$

В этом случае коэффициент распределения m для равновесных значений использовать нельзя. Тогда вместо m принимаем некоторое **условное значение коэффициента распределения m_*** , значение которого определяется следующим образом:

$$m_* = \left(\frac{y}{x} \right)_*. \quad (1.61)$$

В данном случае (рис. 1.25a)

$$y^* = m_* x_1. \quad (1.62)$$

С учетом выражения (1.62) уравнение (1.60) примет следующий вид:

$$R'_{\min} = \frac{x'_2 - m_* x_1}{m_* x_1 - x_1} = \frac{x'_2 - m_* x_1}{x_1(m_* - 1)}. \quad (1.63)$$

Теперь решим **более сложную задачу** — определение минимального флегмового числа не только из-за возможности появления пинч-режима, но и при подаче в колонну исходной смеси разного энергетического уровня.

На рисунке 1.26 показана точка M пересечения рабочей линии укрепляющей части колонны (при наличии пинч-режима) и линии тарелки питания для случая подачи парожидкостной исходной смеси ($0 < E < 1$). Рабочая линия отгонной секции колонны (здесь не показана) тоже начинается в точке M и заканчивается в точке на диагонали с абсциссой состава кубового продукта.

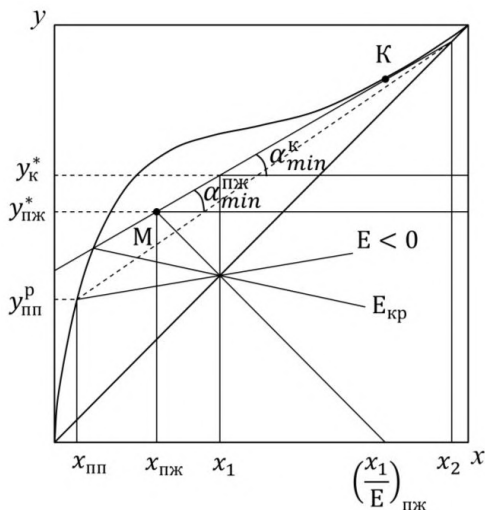


Рис. 1.26

К расчету минимального флегмового числа
при наличии пинч-режима в укрепляющей части колонны

На рисунке 1.26 также видно, что тангенсы угла наклона в случае подачи кипящей жидкости и парожидкостной смеси одинаковы, а это значит, что и минимальные флегмовые числа будут равны:

$$R_{\min}^{\text{пп}} = R_{\min}^{\text{пж}} = R_{\min}^{\text{к}} = R_{\min}^{\text{x}}. \quad (1.64)$$

Равенство (1.64) показывает, что в данном случае 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. Но при подаче в колонну парожидкостной смеси с такой большой долей пара ψ , что $E < E_{\text{кр}}$, пинч-режим исчезает. Так, например, при подаче перегретого пара ($E < 0$) пинч-режим отсутствует (рабочая линия укрепляющей колонны показана штриховой линией) и минимальное флегмовое число $R_{\min}^{\text{пп}}$ будет определяться по точке ПП ($x_{\text{пп}}, y_{\text{пп}}^{\text{п}}$) на рисунке 1.26 с помощью формулы (1.57).

Пинч-режим может возникнуть и в отгонной части колонны (рис. 1.25б). Это имеет место, например, при составах исходной смеси x_1 , дистиллята x_2 и

кубового продукта x'_0 . При x_0 пинч-режим пропадает, а расчет R_{\min} выполняется по базовой формуле (1.51).

Рассмотрим подробно расчет минимального флегмового числа при разных агрегатных состояниях исходной смеси и наличия **пинч-режима в отгонной секции** колонны.

На рисунке 1.27 показано нахождение минимального флегмового числа при подаче парожидкостной исходной смеси.

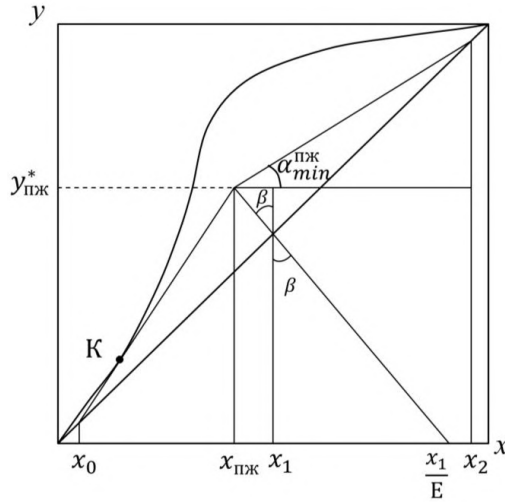


Рис. 1.27

К определению $R_{\min}^{\text{пж}}$

Как обычно,

$$\operatorname{tg} \alpha_{\min}^{\text{пж}} = \frac{R_{\min}^{\text{пж}}}{R_{\min}^{\text{пж}} + 1} = \frac{x_2 - y_{\text{пж}}^*}{x_2 - x_{\text{пж}}}. \quad (1.65)$$

Для нахождения связи $y_{\text{пж}}^*$ с $x_{\text{пж}}$ при различных значениях E запишем выражение для тангенса угла β в нижнем и верхнем прямоугольных треугольниках (рис. 1.27):

$$\operatorname{tg} \beta = \frac{\frac{x_1}{E} - x_1}{x_1} = \frac{1}{E} - 1 = \frac{1 - E}{E};$$

$$\operatorname{tg}\beta = \frac{x_1 - x_{\text{пж}}}{y_{\text{пж}}^* - x_1}.$$

Приравняв полученные выше выражения, получим

$$\frac{1 - E}{E} = \frac{x_1 - x_{\text{пж}}}{y_{\text{пж}}^* - x_1}.$$

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 выражение для $x_{\text{пж}}$:

$$x_{\text{пж}} = \frac{x_1 - y_{\text{пж}}^*(1 - E)}{E}. \quad (1.66)$$

Согласно формуле (1.60) с учетом (1.66) значение $R_{\min}^{\text{пж}}$:

$$R_{\min}^{\text{пж}} = \frac{x_2 - y_{\text{пж}}^*}{y_{\text{пж}}^* - x_{\text{пж}}} = \frac{x_2 - y_{\text{пж}}^*}{y_{\text{пж}}^* - \frac{x_1 - y_{\text{пж}}^*(1 - E)}{E}} = E \frac{x_2 - y_{\text{пж}}^*}{y_{\text{пж}}^* - x_1} = E \frac{x_2 - m_* x_{\text{пж}}}{m_* x_{\text{пж}} - x_1}. \quad (1.67)$$

Тогда для любого энергетического уровня исходной смеси формула (1.67) запишется в виде

$$R_{\min}^i = E \frac{x_2 - m_* x_i}{m_*^i x_i - x_1}. \quad (1.68)$$

Таким образом, для расчета минимального флегмового числа R_{\min}^i в случае пинч-режима в отгонной секции колонны 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 m_*^i по формуле (1.61);
- рассчитать R_{\min}^i по формуле (1.68).

Для бинарных смесей с возможностью пинч-режимов в обеих частях колонны (рис. 1.28) необходимо ориентироваться на ту касательную, точка пересечения с которой дает большее значение минимального флегмового числа. Так, на рисунке 1.28 видно, что при подаче в колонну кипящей жидкости ($E = 1$) большее значение R_{\min} определяется верхней касательной. Такое же значение R_{\min} справедливо и для случаев недогретой до кипения исходной смеси, и при небольшой доле пара ψ . При некотором предельном значении $\psi_{\text{пр}}$ и соответствующем $E_{\text{пр}} = 1 - \psi_{\text{пр}}$ при прохождении линии тарелки питания через точку пересечения касательных правомерны оба расчета. При $E < E_{\text{пр}}$ для расчета R_{\min} необходимо использовать формулу (1.68).

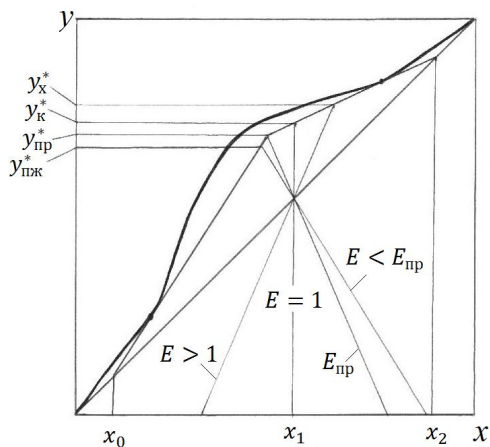


Рис. 1.28

К расчету минимального флегмового числа при наличии двух пинч-режимов

1.4.5. Расчет ректификации бинарных смесей с помощью энтальпийной диаграммы

В пп. 1.4.4 рассматривалась ректификация смесей, состоящих из компонентов с равными (или 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, базирующих-

ся на массовых концентрациях НКК в жидкости и паре, т. е. в кг НКК/кг смеси. При разделении смесей компонентов, у которых *мольные* и *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 (1.28) и (1.34) — 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

$$i = ct = [xc_A + (1 - x)c_B]t, \quad (1.69)$$

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 рисунке 1.29.

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:

$$h = c^y t^y + r^y = [y c_A + (1 - y) c_B] t^y + [y r_A + (1 - y) r_B]. \quad (1.70)$$

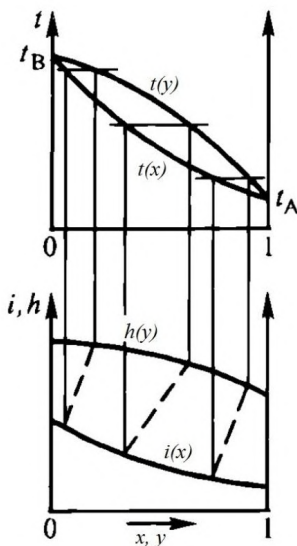


Рис. 1.29

Диаграммы «энтальпия — состав» и «температура — состав»

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. 1.29).

С помощью энтальпийной диаграммы предстоит построить теоретические тарелки, не используя понятие о рабочих линиях, т. е. иным путем устанавливая связь между сопряженными концентрациями компонента A 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. 1.30): 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 пп. 1.4.3.

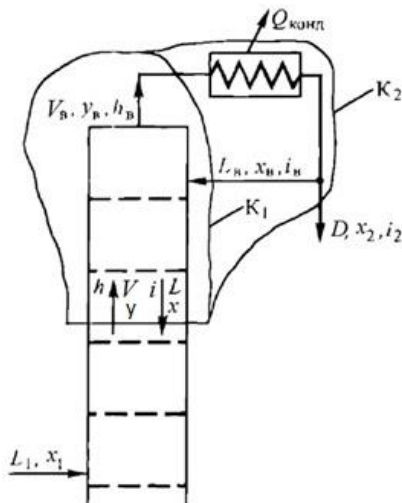


Рис. 1.30

Схема и обозначения потоков в укрепляющей части колонны

Материальный баланс для контура K_1 (см. рис. 1.30) 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:

$$V - L = V_B - L_B = idem. \quad (1.71)$$

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 A :

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

отсюда

$$Vy - Lx = V_B y_B - L_B x_B. \quad (1.72)$$

Правая часть равенства (1.71) равна некоторой конкретной величине; следовательно, и *разность* потоков компонента A в паре (Vy) и в жидкости (Lx) неизменна, хотя сами потоки Vy и Lx переменны по высоте колонны.

Поделив друг на друга левые части выражений (1.71) и (1.72), получим одинаковую для *любого* сечения величину

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

имеющую размерность и смысл некоторой мольной концентрации компонента A . Обозначим:

$$\frac{Vy - Lx}{V - L} \equiv x_s^B. \quad (1.73)$$

Тепловой баланс для контура K_1 (см. рис. 1.30) 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

$$Vh - Li = V_B h_B - L_B i_B = idem. \quad (1.74)$$

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

Очевидно, что соотношение

$$\frac{Vh - Li}{V - L} \equiv i_s^B, \quad (1.75)$$

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

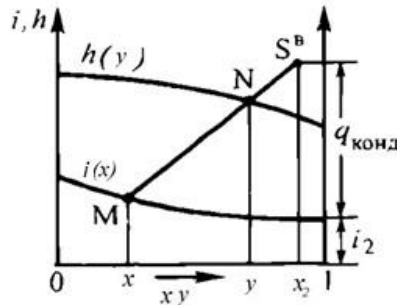


Рис. 1.31

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. 1.31) 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. 1.30).

Материальный баланс по мольным потокам фаз

$$V - L - D = 0$$

дает

$$D = V - L. \quad (1.76)$$

Материальный баланс по мольным потокам компонента A

$$Vy - Lx - Dx_2 = 0$$

приводит к равенству

$$Vy - Lx = Dx_2. \quad (1.77)$$

Тепловой баланс для того же контура K_2 имеет вид

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

отсюда

$$Vh - Li = Di_2 + Q_{\text{конд}}. \quad (1.78)$$

Подставляя (1.77) и (1.78) в (1.73), находим

$$x_s^B = \frac{Vy - Lx}{V - L} = \frac{Dx_2}{D} = x_2. \quad (1.79)$$

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

Согласно выражению (1.75) с учетом (1.78) и (1.76) получаем

$$i_s^B = \frac{Di_2 + Q_{\text{конд}}}{D} = i_2 + \frac{Q_{\text{конд}}}{D} = i_2 + q_{\text{конд}}. \quad (1.80)$$

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. 1.31). Абсцисса полюса x_2 задана; ординату найдем по (1.80), 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 (1.71), (1.72) и тепловой баланс (1.74) 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. 1.31). Точка пересечения N соответствует составу пара y , а точка M — сопряженному составу жидкости x . В соответствии с выражениями (1.74) и (1.75) *поток дистиллята* D получается при вычитании потока жидкости L из потока пара V , а *поток компонента* A с дистиллятом (Dx_2) — при вычитании потока компонента A в жидкости (Lx) из потока компонента A в паре (Vy). Поэтому, применяя правило рычага II рода с опорой в точке S^B , можно найти отношение массовых расходов жидкости и пара в рассматриваемом сечении:

$$\frac{L}{V} = \frac{x_2 - y}{x_2 - x}.$$

Отношение разностей концентраций заменим равнозначным отношением отрезков $\overline{NS^B}$ и $\overline{MS^B}$, так что

$$\frac{L}{V} = \frac{\overline{NS^B}}{\overline{MS^B}}. \quad (1.81)$$

Очевидно, что при другой концентрации компонента A в жидкости (в другом сечении колонны) с помощью соответствующего луча получим другой сопряженный с нею состав пара и *иное* соотношение потоков жидкой и паровой фаз L/V . В любом случае для укрепляющей части колонны $L/V < 1$.

Расчет величины $q_{\text{конд}}$, необходимой при построении полюса S^B , требует предварительного рассмотрения метода определения числа теоретических тарелок, достаточного для концентрирования исходной смеси от x_1 до x_2 .

При полной конденсации паров, выходящих из колонны, получаем конденсат *того же* состава (применительно к рис. 1.30 $y_B = x_B = x_2$). Следовательно, верхнему сечению колонны $I-I'$ отвечает *вертикальный луч* $I-I'$ (рис. 1.32).

ложению полюса ($S_{\text{пред}}^B$) 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):

$$q_{\text{конд}} = \sigma_q q_{\text{конд}}^{\min}. \quad (1.82)$$

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 пп. 1.4.4.1, 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 (1.82) 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

$$\sigma_q = \frac{\sigma R_{\min} + 1}{R_{\min} + 1}. \quad (1.83)$$

При найденном с помощью диаграммы $i, h - x, y$ минимальном теплоотводе в конденсаторе можно рассчитать минимальное флегмовое число $R_{\min} = q_{\text{конд}}^{\min} / r_2 - 1$ и далее использовать формулу (1.83).

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

$$Q_{\text{конд}} = q_{\text{конд}} D. \quad (1.84)$$

Отгонная колонна

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

Для определения разности потоков жидкости L' и пара V в отгонной колонне составим материальный баланс по молярным потокам фаз для контура K_1 (рис. 1.33), охватывающего нижнюю часть колонны до произвольного сечения:

$$L' + V_{\text{н}} - L'_{\text{н}} - V = 0.$$

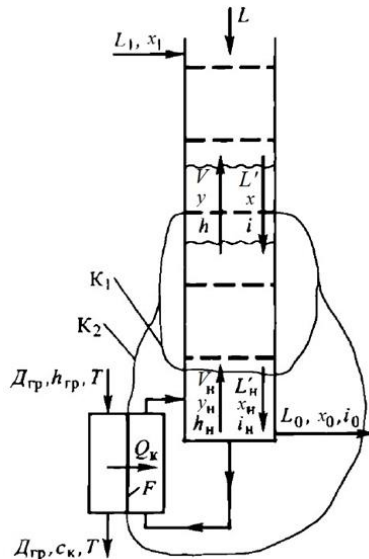


Рис. 1.33

Схема и обозначения потоков в отгонной части колонны

Отсюда

$$L' - V = L'_H - V_H.$$

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

$$L' - V = L'_H - V_H = \textit{idem}. \quad (1.85)$$

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 A*:

$$L'x + V_H y_H - L'_H x_H - Vy = 0,$$

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 A в жидкости ($L'x$) и в паре (Vy) есть величина неизменная, хотя сами потоки $L'x$ и Vy переменны по высоте колонны:

$$L'x - Vy = L'_H x_H - V_H y_H = \textit{idem}. \quad (1.86)$$

Поделив друг на друга левые части выражений (1.85) и (1.86), получим одинаковую для *любого* сечения отгонной колонны величину

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

имеющую размерность и смысл некоторой мольной концентрации компонента A . Обозначим

$$\frac{L'x - Vy}{L' - V} \equiv x_S^H. \quad (1.87)$$

Тепловой баланс для контура K_1 (рис. 1.33) 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

$$L'i - Vh = L'_h i_h - V_h h_h = idem. \quad (1.88)$$

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

Очевидно, что отношение

$$\frac{L'i - Vh}{L' - V} \equiv i_S^H, \quad (1.89)$$

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. 1.34) 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. 1.33).

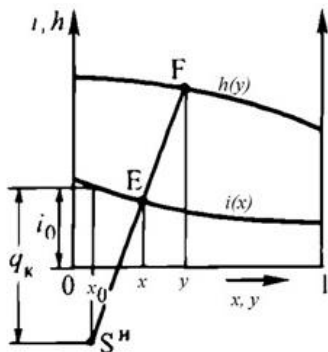


Рис. 1.34

Нижний полюс S^H в энтальпийной диаграмме

Материальный баланс по мольным потокам фаз

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

дает

$$L' - V = L_0. \quad (1.90)$$

Материальный баланс по мольным потокам компонента A

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

приводит к равенству

$$L'x - Vy = L_0x_0. \quad (1.91)$$

Тепловой баланс для того же контура K_2 имеет вид

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

откуда

$$L'i - Vh = L_0i_0 - Q_k. \quad (1.92)$$

Подставляя (1.90) и (1.91) в (1.87), находим

$$x_S^H = \frac{L'x - Vy}{L' - V} = \frac{L_0x_0}{L_0} = x_0. \quad (1.93)$$

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

Согласно выражению (1.89) с учетом (1.90) и (1.92) получаем

$$i_S^H = \frac{L'i - Vh}{L' - V} = \frac{L_0i_0 - Q_k}{L_0} = i_0 - \frac{Q_k}{L_0} = i_0 - q_k. \quad (1.94)$$

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 кипятильнике ($q_k = Q_k/L_0$).

Итак, полюс отгонной колонны S^H имеет координаты x_0 и $i_0 - q_k$ (см. рис. 1.34). Как правило, $q_k > i_0$, так что нижний полюс S^H располагается ниже оси абсцисс (см. рис. 1.34). 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 A в жидкости (x) и 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. 1.35). Вертикальный луч $1-1'$ характеризует нижнее сечение колонны (в предположении об отсутствии разделяющего действия куба). Через точку 1 проводим изотерму $1-2'$ (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 II'). Число изотерм соответствует числу теоретических тарелок.

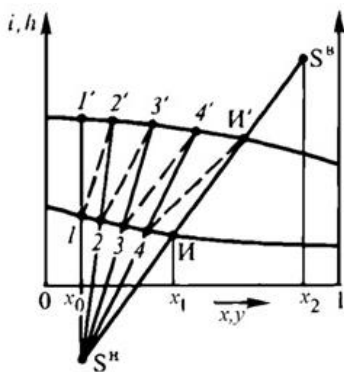


Рис. 1.35

Построение числа теоретических тарелок в отгонной колонне

Крайний правый луч отгонной колонны, связывающий *сопряженные* концентрации в жидкости x_1 и 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 .

По найденному с помощью диаграммы (рис. 1.36) отрезку q_K находят необходимый тепловой поток в кипятильнике:

$$Q_K = q_K L_0. \quad (1.95)$$

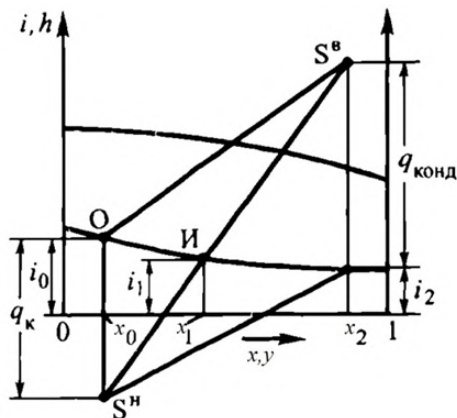


Рис. 1.36

К определению удельных потоков теплоты в конденсаторе $q_{\text{конд}}^*$ и кипятильнике q_K^* в расчете на 1 кг исходной смеси

В целях сопоставления различных режимов процесса удобно оперировать удельными теплотами (в расчете на 1 кмоль исходной смеси) в конденсаторе: $q_{\text{конд}}^* = Q_{\text{конд}}/L_1 = q_{\text{конд}} D/L_1$, и в кипятильнике: $q_K^* = Q_K/L_1 = q_K L_0/L_1$. Для нахождения этих величин запишем сначала характерные отношения D/L_1 и L_0/L_1 . Согласно материальным балансам для всей колонны эти отношения выражаются формулами типа (1.19) и (1.20). Опираясь мольными потоками и концентрациями, имеем:

$$\frac{D}{L_1} = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}; \quad \frac{L_0}{L_1} = \frac{x_2 - x_1}{x_2 - x_0}.$$

Заменим отношения разностей концентраций (абсцисс) отношениями соответствующих отрезков:

$$\frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0} = \frac{\overline{S^H I}}{\overline{S^H S^B}} = \frac{D}{L_1} \quad \text{и} \quad \frac{x_2 - x_1}{x_2 - x_0} = \frac{\overline{S^B I}}{\overline{S^H S^B}} = \frac{L_0}{L_1}.$$

Окончательно (см. рис. 1.37):

$$q_{\text{конд}}^* = q_{\text{конд}} \frac{\overline{S^H I}}{\overline{S^H S^B}} \quad \text{и} \quad q_{\text{к}}^* = q_{\text{к}} \frac{\overline{S^B I}}{\overline{S^H S^B}}.$$

Величина $q_{\text{к}}$ 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 $q_{\text{к}}$. Рост значений $q_{\text{к}}$ 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 $q_{\text{конд}}^{\min}$ отвечает *минимальный* теплоподвод в кипятильнике $q_{\text{к}}^{\min}$ (рис. 1.37); при этом заданное разделение возможно лишь при бесконечно большом числе теоретических тарелок.

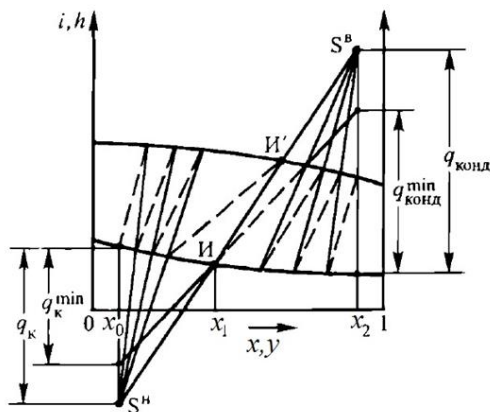
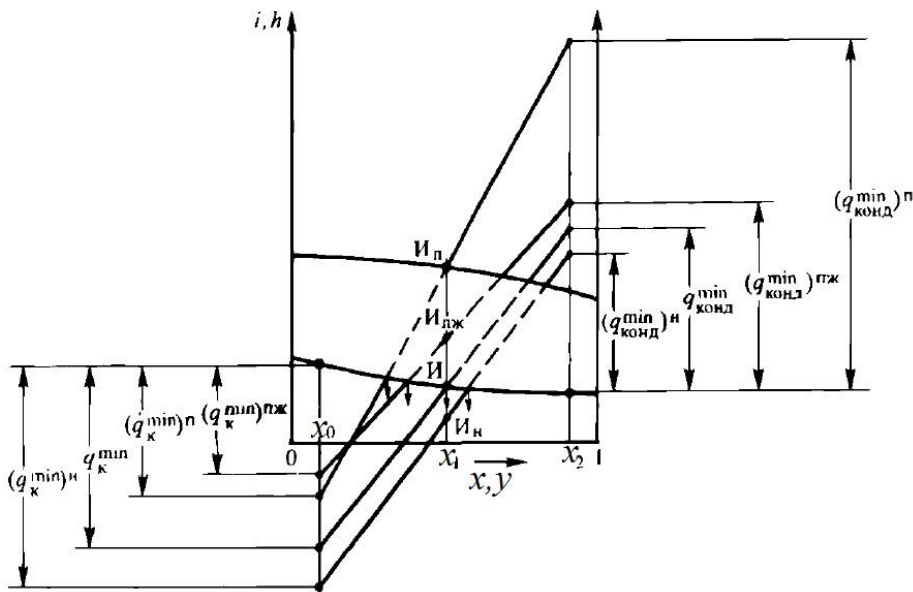


Рис. 1.37

К полному расчету ректификационной колонны непрерывного действия
в энтальпийной диаграмме

При подаче исходной смеси состава x_1 через точку I_i , отвечающую *любо*му состоянию этой смеси, проводится секущая (крайний луч укрепляющей или отгонной частей колонны), совпадающая с соответствующей изотермой (рис. 1.38). Точки пересечения секущей с вертикалями x_2 и x_0 дают предельные положения полюсов, отвечающие минимальным удельным тепловым потокам $q_{\text{конд}}^{\min}$ и $q_{\text{к}}^{\min}$. Техничко-экономический расчет позволяет определить рабочие значения тепловых потоков $q_{\text{конд}}$ и $q_{\text{к}}$ с помощью коэффициентов σ и σ_q — см. формулу (1.83).



удельных тепловых потоков в конденсаторе $q_{\text{конд}}^{\min}$ и кипятильнике $q_{\text{к}}^{\min}$

Из рисунка 1.38 следует, что значения минимальных удельных тепловых потоков определяются по положению рабочих лучей для тарелки питания, совпадающих с изотермой для подаваемой исходной смеси. Как правило, чем меньше теплоты несет с собой исходная смесь, тем ниже значение $q_{\text{конд}}^{\min}$ и выше $q_{\text{к}}^{\min}$. Если изотерма сильно изменяет свое направление, то возможны исключения из этого правила. Так, на рисунке 1.38 показано, что в случае питания паром (точка И^п) значения $q_{\text{к}}^{\min, \text{п}} > q_{\text{к}}^{\min, \text{пж}}$. Углубленный анализ влияния энергетического уровня подаваемой в колонну исходной смеси на затраты теплоты в кипятильнике приведен в пп. 1.4.7.

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].

1.4.6. О паровом числе в отгонной секции колонны

Основным параметром, обеспечивающим необходимый режим ректификации при разделении жидких смесей, является флегмовое число. Для боль-

шинства разделяемых смесей оно зависит от составов исходной смеси x_1 и дистиллята x_2 , а также от энергетического уровня подаваемой в колонну смеси (пп. 1.4.4.3). Состав кубового продукта x_0 может повлиять на флегмовое число при возможности образования пинч-режима. Это подробно рассмотрено в пп. 1.4.4.4.

Вопрос определения числа независимых переменных (числа степеней свободы) химико-технологических объектов, в том числе ректификационных колонн непрерывного действия, рассмотрен достаточно подробно [32–36]. В работе [36] 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 [34]:

$$N = n + 2m + 9, \quad (1.96)$$

где n — число компонентов разделяемой смеси; m — общее число ступеней разделения.

В случае ректификации бинарной смеси ($n = 2$) в адиабатных условиях и допущении незначительного перепада давления в колонне, то есть 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

$$N = 2 + 9 = 11. \quad (1.97)$$

Считая давления в конденсаторе и 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 четырьмя 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] понятие парового числа θ , равного отношению потока пара V в колонне к потоку отводимого кубового остатка L_0 , не является независимой характеристикой процесса ректификации. Величина θ непосредственно зависит от флегмового числа R . Найдем эти зависимости при различных агрегатных состояниях исходной смеси.

В простейшем случае (при подаче в колонну жидкости в насыщенном состоянии, то есть при температуре кипения) внешние (L_1, L_0, D) и внутренние потоки жидкости (L, L') и пара V в колонне (рис. 1.39а) связаны соотношениями (1.19) и (1.98):

$$D = L_1 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0},$$

и (1.20) и (1.99):

$$L_0 = L_1 \frac{x_2 - x_1}{x_2 - x_0};$$

$$L = RD; \quad (1.98)$$

$$V = (R + 1)D; \quad (1.99)$$

$$L' = L + L_1. \quad (1.100)$$

Паровое число θ в этом случае с учетом (1.98) и (1.99) связано с флегмовым числом R следующим отношением:

$$\theta = \frac{V}{L_0} = \frac{D(R+1)}{L_0} = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1}(R+1). \quad (1.101)$$

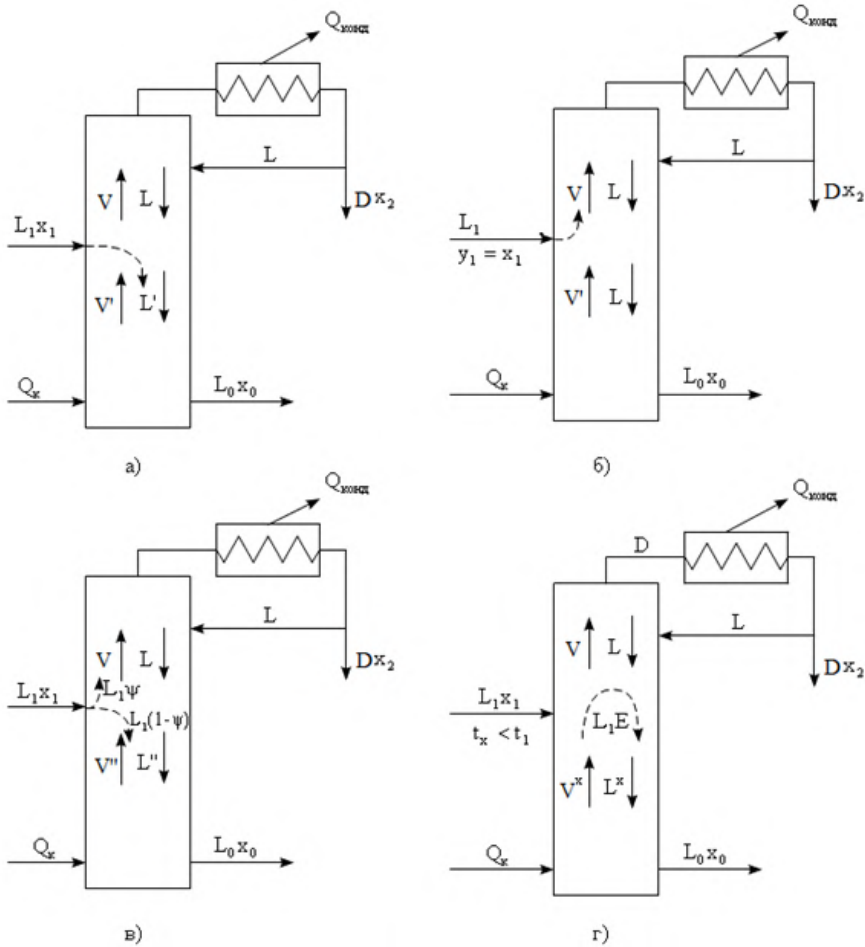


Рис. 1.39

Внутренние потоки в колонне при различных агрегатных состояниях исходной смеси:

a — кипящая жидкость; *б* — насыщенный пар; *в* — парожидкостная смесь; *г* — «холодная» смесь.

При питании колонны насыщенным паром с концентрацией НКК $x_1 = y_1$ соотношения (1.98)–(1.101) справедливы, а жидкостный поток по всей колонне остается неизменным (при равных или близких теплотах испарения

компонентов смеси). Паровой поток V' в отгонной колонне (рис. 1.39б) 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 пп. 1.4.7.

Паровое число в отгонной колонне при подаче исходной смеси в виде пара:

$$\theta = \frac{V'}{L_0} = \frac{D(R + 1) - L_1}{L_0} = \frac{DR + D - L_1}{L_0}. \quad (1.102)$$

Если учесть, что $L_0 = L_1 - D$:

$$\theta = \frac{D}{L_0} R - 1. \quad (1.103)$$

С учетом уравнений (1.98) и (1.99) получаем

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} R - 1. \quad (1.104)$$

В общем случае (при питании колонны парожидкостной смесью с массовой долей пара ψ) паровой поток V'' в отгонной колонне (рис. 1.39в) 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:

$$\theta = \frac{V - L_1\psi}{L_0} = \frac{D(R + 1)}{L_0} - \frac{L_1}{L_0}\psi. \quad (1.105)$$

С учётом соотношений (1.98) и (1.99) получаем

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1} (R + 1) - \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1} \psi. \quad (1.106)$$

Естественно, что при $\psi = 0$ (кипящая жидкость) формула (1.106) обращается в формулу (1.101).

При $\psi = 1$ она обращается в (1.104). 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

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1}R - 1. \quad (1.107)$$

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 жидкостный поток L_1E (рис. 1.39з), где $E = 1 + \frac{c(t_1 - t_x)}{r}$, c — теплоемкость исходной смеси; r — теплота парообразования. Очевидно, что для холодной смеси $E > 1$. При этом полный жидкостный поток в отгонной колонне L_x равен сумме $L + L_1E$, а паровой поток в отгонной колонне V_x должен быть больше V (в укрепляющей колонне) на величину $(E - 1)L_1$, необходимую для подогрева исходной смеси до температуры кипения, то есть

$$V_x = V + (E - 1)L_1. \quad (1.108)$$

Паровое число в отгонной части колонны в этом случае:

$$\begin{aligned}\theta &= \frac{V_x}{L_0} = \frac{V + (E - 1)L_1}{L_0} = \frac{D(R + 1) + (E - 1)L_1}{L_0} = \\ &= \frac{D(R + 1)}{L_0} + \frac{(E - 1)L_1}{L_0} = \frac{D}{L_0}(R + 1) + \frac{L_1}{L_0}(E - 1).\end{aligned} \quad (1.109)$$

С учетом соотношений (1.98) и (1.99) получаем

$$\theta = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_1}(R + 1) + \frac{x_2 - x_0}{x_2 - x_1}(E - 1). \quad (1.110)$$

Так как величина E для парожидкостной исходной смеси равна $1 - \psi$, то очевидно, что $\psi = 1 - E$ и формула (1.110) переходит в (1.106), 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.

1.4.7. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на затраты теплоты при ректификации

Частичный анализ влияния агрегатного состояния исходной смеси на затраты теплоты при ректификации приведен в пп. 1.4.4.3. Здесь представлен более глубокий анализ влияния энергетического уровня исходной смеси на **затраты теплоты**.

Сначала (в пп. 1.4.7.1) будут проанализированы минимальные суммарные затраты теплоты при ректификации по традиционной схеме (рис. 1.12), 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 подогревателе. Затем в пп. 1.4.7.2 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.

1.4.7.1. Сравнение суммарных минимальных затрат теплоты на ректификацию при различных энергетических уровнях исходной смеси на входе в колонну

Сравнительный анализ энергозатрат в ректификации бинарной смеси с начальной температурой t_x при различных энергетических уровнях исходной

смеси на входе в колонну удобно провести при допущении равенства энтальпий кипящих исходной смеси и уходящих потоков (пп. 1.4.4.2):

$$L_1 c_1 t_1 = L_0 c_0 t_0 + D c_2 t_2, \quad (1.111)$$

где D — поток дистиллята.

Тогда при подаче исходной смеси при температуре кипения t_1 подвод теплоты в кипятильнике колонны Q_K^K равен отводу теплоты в конденсаторе $Q_{\text{конд}}$ и, следовательно:

$$Q_K^K = D(\sigma R_{\min}^K + 1)r_2. \quad (1.112)$$

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

$$Q_{\Sigma}^K = Q_K^K + Q_{\text{под}}^K = D(\sigma R_{\min}^K + 1)r_2 + L_1 c_1 (t_1 - t_x). \quad (1.113)$$

При питании колонны «холодной» смесью (при температуре t_x) в кипятильнике колонны затрачивается больше теплоты на величину нагрева исходной смеси от t_x до t_1 :

$$Q_K^x = D(\sigma R_{\min}^x + 1)r_2 + L_1 c_1 (t_1 - t_x). \quad (1.114)$$

Поскольку подогреватель в этом случае отсутствует, то суммарный расход $Q_{\Sigma}^K = Q_K^K$.

При сравнении (1.113) и (1.114) видно, что суммарные затраты теплоты при подаче в колонну «холодной» исходной смеси меньше, чем при подаче кипящей, так как всегда $R_{\min}^x < R_{\min}^K$ [28].

При подаче исходной смеси в виде насыщенного пара ($E = 0$) затраты теплоты в кипятильнике ректификационной колонны станут меньше на величину $L_1 r_1$:

$$Q_K^{\Pi} = D(\sigma R_{\min}^{\Pi} + 1)r_2 - L_1 r_1. \quad (1.115)$$

Вместе с тем затраты теплоты в подогревателе исходной смеси возрастут на ту же самую величину $L_1 r_1$. Так что суммарные затраты составят

$$Q_{\Sigma}^{\Pi} = Q_K^{\Pi} + Q_{\text{под}}^{\Pi} = D(\sigma R_{\min}^{\Pi} + 1)r_2 - L_1 r_1 + L_1 c_1(t_1 - t_x) + L_1 r_1$$

или

$$Q_{\Sigma}^{\Pi} = Q_K^{\Pi} + Q_{\text{под}}^{\Pi} = D(\sigma R_{\min}^{\Pi} + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x). \quad (1.116)$$

Поскольку $R_{\min}^{\Pi} > R_{\min}^K$, то из (1.113) и (1.116) следует, что при одинаковых коэффициентах избытка флегмы $Q_{\Sigma}^{\Pi} > Q_K^{\Pi}$. Более подробное сравнение затрат теплоты в этом случае при различных ситуациях приведено в [28].

Сравнение формул (1.113), (1.114) и (1.116) 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):

$$Q_{\Sigma}^i = D(\sigma R_{\min}^i + 1)r_2 + L_1 c_1(t_1 - t_x). \quad (1.117)$$

При этом очевидны неравенства:

$$Q_{\Sigma}^{\Pi\Pi} > Q_{\Sigma}^{\Pi} > Q_{\Sigma}^{\Pi\text{Ж}} > Q_{\Sigma}^K > Q_{\Sigma}^X.$$

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 2.

Очевидны следующие соотношения затрат теплоты:

— в кипятильниках

$$Q_K^X > Q_K^K > Q_K^{\Pi\text{Ж}} > Q_K^{\Pi};$$

— в подогревателях

$$Q_{\text{под}}^X < Q_{\text{под}}^K < Q_{\text{под}}^{\Pi\text{Ж}} < Q_{\text{под}}^{\Pi},$$

а также суммарных затрат:

$$Q_{\Sigma}^x < Q_{\Sigma}^k < Q_{\Sigma}^{пж} < Q_{\Sigma}^п.$$

Таблица 1.3

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)	$D(\sigma R_{\min}^x + 1)r_2 +$ $+L_1c_1(t_1 - t_x)$	0	$D(\sigma R_{\min}^x + 1)r_2 +$ $+L_1c_1(t_1 - t_x)$
Кипящая смесь (при t_1)	$D(\sigma R_{\min}^k + 1)r_2$	$L_1c_1(t_1 - t_x)$	$D(\sigma R_{\min}^k + 1)r_2 +$ $+L_1c_1(t_1 - t_x)$
Парожидкостная смесь	$D(\sigma R_{\min}^{пж} + 1)r_2 - L_1\psi r_1$	$L_1c_1(t_1 - t_x) +$ $+L_1\psi r_1$	$D(\sigma R_{\min}^{пж} + 1)r_2 +$ $+L_1c_1(t_1 - t_x)$
Насыщенный пар	$D(\sigma R_{\min}^п + 1)r_2 - L_1r_1$	$L_1c_1(t_1 - t_x) + L_1r_1$	$D(\sigma R_{\min}^п + 1)r_2 +$ $+L_1c_1(t_1 - t_x)$

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 рисунках 1.23 и 1.24.

1.4.7.2. О целесообразности предварительной конденсации
исходной парожидкостной смеси (насыщенного пара, перегретого пара)
перед подачей её в ректификационную колонну

В пп. 1.4.7.1 было проведено сравнение *минимальных суммарных* затрат теплоты (в кипятильнике и подогревателе исходной смеси) в процессе ректификации. Самым энергозатратным оказался вариант ректификации с предварительным подогревом и испарением исходной смеси в подогревателе, а наименее

энергоёмким — при подаче исходной смеси в колонну без использования предварительного подогревателя.

Здесь будет рассмотрен вопрос о затратах теплоты *только в кипятиль-нике* ректификационной колонны при подаче на тарелку питания исходной смеси большого энергетического потенциала. Например, требуется разделить выходящую из химического реактора бинарную смесь в паровом или парожидкостном состоянии с **реальным флегмовым числом** $R = \sigma R_{\min}$. По вопросу о целесообразности её предварительной конденсации (перед подачей в колонну) в научной литературе [5, 37] велась довольно жаркая дискуссия. Речь идет о возможном получении, например, в химическом реакторе парожидкостной (паровой) смеси двух компонентов 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.

Рассмотрим этот случай, когда исходная смесь, подлежащая разделению методом ректификации, без предварительного дополнительного нагревания, например на выходе из химического реактора, имеет высокий энергетический потенциал (пар или парожидкостная смесь). Подача в колонну такой смеси, как правило, уменьшает затраты теплоты в кипятильнике. Но, как будет показано ниже, не всегда.

Согласно теории ректификации при подаче исходной смеси в виде пара требуется большее минимальное флегмовое число R_{\min} , а значит, и реальное $R = \sigma R_{\min}$, следовательно, затраты теплоты будут больше, поскольку в кипятильнике колонны потребуется испарять больший поток флегмы.

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 доказано ниже, это действительно так только при малых коэффициентах избытка флегмы σ . При некоторых значениях $\sigma > \sigma_{\text{гр}}$ повышенный (по сравнению с кипящей жидкостью) подвод теплоты с исходной смесью в виде пара оказывается мень-

ше дополнительных затрат теплоты в кипятильнике, связанных с увеличенным потоком флегмы из-за большего минимального (и рабочего, естественно) флегмового числа при паровом питании колонны. Рассмотрим подробнее вопрос о граничном значении $\sigma_{гр}$.

При подаче исходной смеси в виде кипящей жидкости тепловой баланс ректификационной установки (рис. 1.40) записывается [1]:

$$Q_K^K + L_1 c_1 t_1 - Q_{конд} - L_0 c_0 t_0 - D c_2 t_2 = 0. \quad (1.118)$$

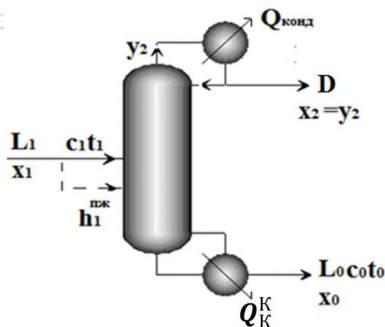


Рис. 1.40

К тепловому балансу ректификационной колонны

При подаче парожидкостной смеси имеем

$$Q_K^{пж} + L_1 h_1^{пж} - Q_{конд} - L_0 c_0 t_0 - D c_2 t_2 = 0. \quad (1.119)$$

Удельная энтальпия парожидкостной смеси $h_1^{пж}$ больше удельной энтальпии кипящей исходной смеси $i_1 = c_1 t_1$ на величину произведения скрытой теплоты парообразования r_1 на долю пара ψ :

$$h_1^{пж} = c_1 t_1 + r_1 \psi. \quad (1.120)$$

Тепловой поток в кипятильнике при подаче исходной смеси в парожидкостном состоянии находим из (1.119) с учетом

$$(L_1 c_1 t_1 = L_0 c_0 t_0 + D c_2 t_2)$$

и (1.120):

$$Q_K^{\text{пж}} = Q_{\text{конд}} - L_1 r_1 \psi. \quad (1.121)$$

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 (1.19):

$$D = L_1 \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0}.$$

Рабочее флегмовое число $R = \sigma R_{\text{мин}}$.

Минимальное флегмовое число зависит от агрегатного состояния исходной смеси (рис. 1.41).

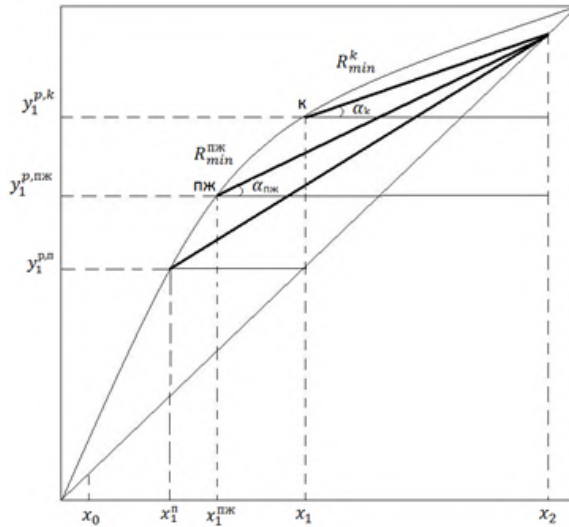


Рис. 1.41

К расчету минимальных флегмовых чисел

При подаче в колонну кипящей исходной смеси:

$$\text{tg} \alpha_K = \frac{R_{\text{мин}}^K}{R_{\text{мин}}^K + 1} = \frac{x_2 - y_1^{\text{п,к}}}{x_2 - x_1^K}. \quad (1.122)$$

В случае питания колонны парожидкостной смесью:

$$\operatorname{tg} \alpha_{\text{пж}} = \frac{x_2 - y_1^{\text{п,пж}}}{x_2 - x_1^{\text{пж}}}. \quad (1.123)$$

Тепловые потоки в кубе ректификационной колонны составляют:

— при питании колонны парожидкостной смесью

$$Q_{\text{к}}^{\text{пж}} = D(\sigma R_{\text{мин}}^{\text{пж}} + 1)r_2 - L_1 r_1 \psi;$$

— при питании колонны нагретой до кипения жидкостью

$$Q_{\text{к}}^{\text{к}} = D(\sigma R_{\text{мин}}^{\text{к}} + 1)r_2.$$

С целью упрощения анализа:

— примем близкими молярные 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:

$$q_{\text{к}}^{\text{пж}} = \frac{Q_{\text{к}}^{\text{пж}}}{L_1} = \frac{D}{L_1} (\sigma R_{\text{мин}}^{\text{пж}} + 1)r - \psi r; \quad (1.124)$$

$$q_{\text{к}}^{\text{к}} = \frac{Q_{\text{к}}^{\text{к}}}{L_1} = \frac{D}{L_1} (\sigma R_{\text{мин}}^{\text{к}} + 1)r. \quad (1.125)$$

Разделив (1.124) на (1.125), после сокращения на r и преобразований получаем:

$$\frac{q_{\text{к}}^{\text{пж}}}{q_{\text{к}}^{\text{к}}} = \frac{\sigma R_{\text{мин}}^{\text{пж}} + 1 - \psi \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0}}{\sigma R_{\text{мин}}^{\text{к}} + 1}. \quad (1.126)$$

В таблице 1.4 представлены зависимости отношения удельных расходов теплоты при подаче смеси «бензол — толуол» и заданной чистоте продуктов разделения ($x_2 = 0,98$ и $x_0 = 0,02$) от состава исходной смеси при различной доле пара ψ и коэффициента избытка флегмы σ .

Расчетные значения $q_{\text{к}}^{\text{ПЖ}}/q_{\text{к}}^{\text{К}}$

Ψ	σ	x_1	$R_{\text{ПЖ}}$	$R_{\text{К}}$	$q_{\text{к}}^{\text{ПЖ}}/q_{\text{к}}^{\text{К}}$
0,25	1,1	0,05	18	14	0,812
		0,1	9	7	0,913
		0,3	3	2	0,899
		0,5	2	1	0,874
	1,5	0,05	18	14	0,941
		0,1	9	7	1,005
		0,3	3	2	0,961
		0,5	2	1	0,920
	2	0,05	18	14	1,033
		0,1	9	7	1,072
		0,3	3	2	1,010
		0,5	2	1	0,958
0,75	1,1	0,05	28	14	0,463
		0,1	13	7	0,786
		0,3	4	2	0,776
		0,5	2	1	0,692
	1,5	0,05	28	14	0,853
		0,1	13	7	1,065
		0,3	4	2	0,969
		0,5	2	1	0,836
	2	0,05	28	14	1,128
		0,1	13	7	1,268
		0,3	4	2	1,121
		0,5	2	1	0,958

Из таблицы 1.4 видно, что отношение $q_{\text{к}}^{\text{ПЖ}}/q_{\text{к}}^{\text{К}}$ может быть больше единицы (выделено полужирным шрифтом) при коэффициенте избытка флегмы

$\sigma > 1,5$ и малых значениях x_1 , находящихся в интервале от 0,05 и 0,3. Поэтому при $q_K^{ПЖ}/q_K^K > 1$ целесообразно понизить энергетический потенциал исходной смеси до кипящей жидкости путем предварительной полной конденсации пара. Этот дополнительный источник теплоты может быть использован на других объектах химического предприятия.

1.5. Ректификация многокомпонентных смесей

1.5.1. Фазовые равновесия многокомпонентных систем

Фазовые равновесия многокомпонентных систем частично рассмотрены в пп. 1.2.4. Для удобства восприятия материала еще раз воспользуемся треугольной диаграммой равновесия в случае тройных смесей.

В вершинах равностороннего треугольника (рис. 1.42) находятся 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.

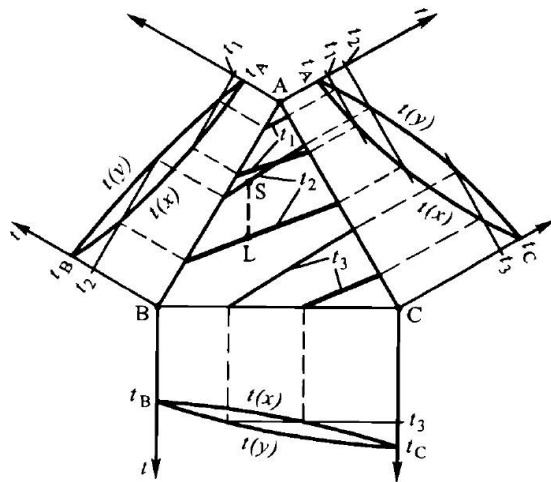


Рис. 1.42

Равновесие в идеальных трехкомпонентных системах

Как показано на рисунке 1.42, равновесные составы отдельных бинарных смесей 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: AB и AC ; спроецировав эти составы на соответствующие стороны треугольника — AB и AC , — получим на них точки (*отдельно* для жидкой и паровой фаз), отвечающие температуре t_2 . Очевидно, изотермы t_2 для тройных смесей ABC 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. 1.42 $t_1 < t_2 < t_3$); полная диаграмма содержит семейства изотерм (для жидкости и пара) в диапазоне от t_A до t_C .

Для **идеальных** систем изотермы — **прямые**; на рисунке 1.42 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.

В настоящее время разработаны подходы [25–27], позволяющие предсказывать по свойствам бинарных и тройных смесей свойства весьма сложных многокомпонентных систем и рассчитывать их равновесие.

1.5.2. 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 фазе. Составы таких смесей (пусть в мольных долях) и фазовое равновесие удобно представлять в треугольной диаграмме (см. рис. 1.9 и пояснения к нему в пп. 1.2.4).

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

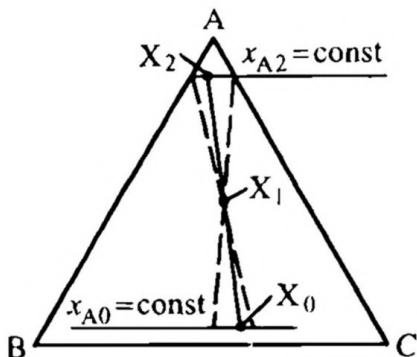


Рис. 1.43

К определению составов дистиллята и кубового остатка при ректификации тройной смеси

Точно известен только состав исходной тройной смеси (точка X_1 на рис. 1.43). Точка X_2 , характеризующая состав дистиллята, лежит вблизи вершины A треугольника (рис. 1.43). Но в дистилляте задана лишь концентрация x_{A2} целевого компонента A ; концентрации остальных компонентов в дистилляте x_{B2} и x_{C2} малы (особенно последняя) и *точно неизвестны*, 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 A в кубовом остатке x_{A0} . Тогда, продолжив прямую $\overline{X_1X_2}$ до пересечения с горизонталью $x_{A0} = \text{const}$, 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. 1.43).

Расчет необходимого числа тарелок (сначала теоретических, затем 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. 1.44) 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. 1.44):

$$V - L - D = 0$$

дает

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

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 мольные теплоты парообразования компонентов.

Материальный баланс *по потокам компонента A* для того же контура

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

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

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

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

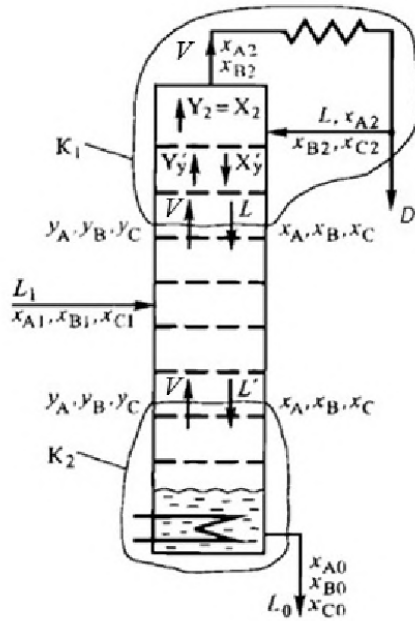


Рис. 1.44

Схема потоков в ректификационной колонне для разделения трехкомпонентных смесей

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 $x_{A2} = \text{const}$, параллельная стороне BC .

Материальный баланс по потокам компонента B для того же контура K_1

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

указывает на постоянство (по высоте укрепляющей части колонны) разности потоков компонента B с паровой (Dx_{B2}) 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 $x_{B2} = \text{const}$, параллельная стороне AC .

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. 1.45). 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. 1.44). Жидкость, уходящая вниз с верхней теоретической тарелки, *равновесна* с Y_2 . Точка, характеризующая ее состав X'_y , лежит на соответствующей изотерме (нижний индекс y 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. пп. 1.2.4) либо по опытным данным или расчетным моделям — для реальных смесей. Пар состава Y'_y , сопряженного с X'_y , располагается на луче $\overline{X_2X'_y}$, 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

$$\overline{X_2 Y'_y} = \overline{X_2 X'_y} \cdot \frac{L}{V}. \quad (1.127)$$

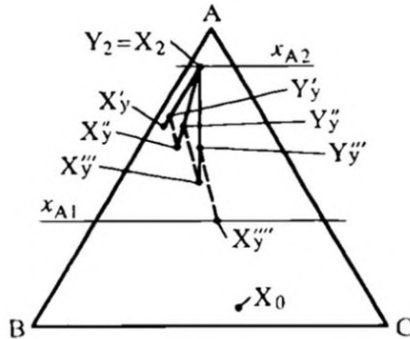


Рис. 1.45

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

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 (1.127):

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

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 A 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 $R = L/D$:

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

Тогда выражение (1.127) для любой j -й тарелки (точнее — j -го сечения колонны) может быть записано так:

$$\overline{X_2Y_y^j} = \frac{\overline{X_2X_y^j}}{1 + 1/R}. \quad (1.128)$$

Из (1.128) 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 A от x_{A1} до x_{A2} , в этом случае минимально. Наоборот, чем меньше R , тем меньше отношение отрезков $\overline{X_2X_y^j}$ и $\overline{X_2Y_y^j}$. В этих случаях меньше приращение концентрации компонента A 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 A 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. пп. 1.4.4.1).

Отгонная колонна

Обозначим для произвольного сечения этой части колонны (см. рис. 1.44) 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. 1.44), проходящего через произвольное сечение отгонной части колонны:

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

дает

$$L' - V = L_0 = \text{idem}. \quad (\text{г})$$

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 A для того же контура

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

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

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

при этом сами потоки компонента A 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 $x_{A0} = \text{const}$, параллельная стороне BC .

Материальный баланс по потокам компонента B 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 B с жидкой ($L'x_B$) и паровой (Vy_B) фазами:

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

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 $x_{B0} = \text{const}$, параллельная стороне AC .

Пересечение прямых $x_{A0} = \text{const}$ и $x_{B0} = \text{const}$ 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. 1.46).

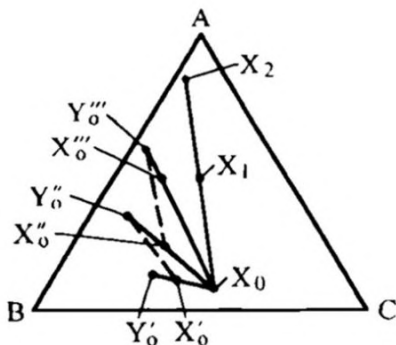


Рис. 1.46

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

$$\overline{X_0 X'_0} = \overline{X_0 Y'_0} \cdot \frac{V}{L'}. \quad (1.129)$$

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 (1.129):

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

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. 1.46). Число теоретических тарелок равно числу актов сепарации пара и жидкости, т. е. равновесных изотермических переходов; в рассматриваемом примере на рисунке 1.46 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 (1.127) и (1.129) 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

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. 1.47):

- 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. 1.47 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. 1.47);
- проверяем материальные балансы для контура K_1 на рисунке 1.48 по любым двум компонентам:

$$LX_y''' + L_1X_1 = VY_0''' + L_0X_0; \quad (1.130)$$

— если условие (1.130) не соблюдается, то необходимо задаться новым значением X_2 (при том же x_{A2}).

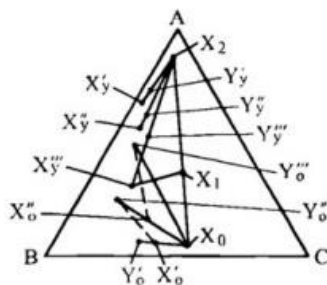


Рис. 1.47

Расчет общего числа теоретических тарелок в колонне
при ректификации трехкомпонентных смесей

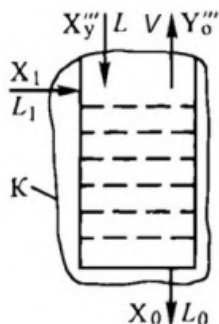


Рис. 1.48

Потоки и концентрации в нижней части колонны
при ректификации трехкомпонентных смесей

Расчет числа теоретических тарелок повторяют до тех пор, пока с приемлемой погрешностью не выполнится условие (1.130).

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 жидкостный потоки V и $L + L_1 = L'$ с учетом параметра типа E (см. пп. 1.4.4.3).

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 *эксплуатации* — 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.

1.5.3. 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 [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 многокомпонентных 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 K -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 (A, B, \dots, I, \dots, K) 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 A 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, 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:

$$y_i^p = f_i(x_A, \dots, x_I, \dots, x_K), \quad (1.131)$$

причем эта функция зависит от температуры. Для идеальных многокомпонентных смесей, подчиняющихся закону Рауля, зависимость равновесных концентраций (1.131) имеет вид

$$y_i^p = k_i x_1.$$

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. 1.49) для произвольного сечения укрепляющей части колонны: L и V — жидкостный 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:

$$\begin{aligned} Vy_A - Lx_A - Dx_{A2} &= 0; \\ Vy_B - Lx_B - Dx_{B2} &= 0; \\ \dots\dots\dots \end{aligned}$$

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

.....

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

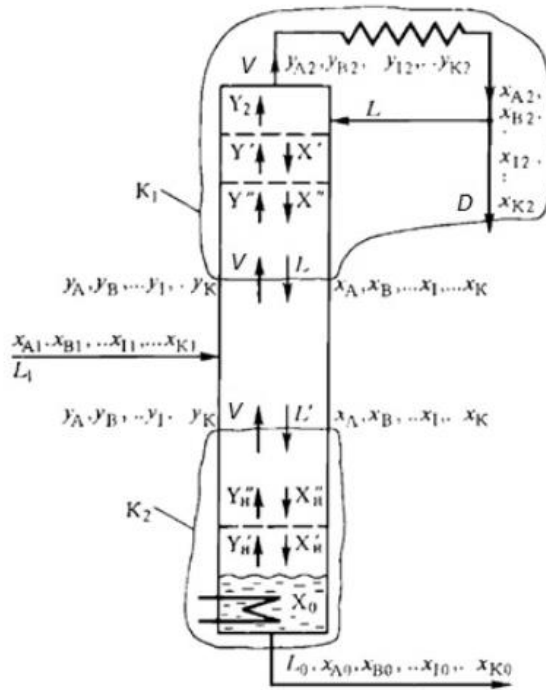


Рис. 1.49

Схема потоков в ректификационной колонне для разделения многокомпонентных смесей

Отсюда находим связи между сопряженными концентрациями для каждого компонента смеси:

$$y_A = \frac{L}{V} x_A + \frac{D}{V} x_{A2};$$

$$y_B = \frac{L}{V} x_B + \frac{D}{V} x_{B2};$$

.....

$$y_I = \frac{L}{V} x_I + \frac{D}{V} x_{I2};$$

.....

$$y_K = \frac{L}{V} x_K + \frac{D}{V} x_{K2}.$$

(1.132)

При постоянных по высоте колонны потоках L и V уравнения (1.132) 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 (1.132) выражают кривые рабочие линии. Связь между сопряженными концентрациями в этом случае устанавливается с привлечением тепловых балансов типа (1.74) в пп. 1.4.5.

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 (1.132). На рисунке 1.50 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 (1.131) — и связей сопряженных концентраций — согласно уравнениям (1.132). 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:

$$\sum_{i=A}^{i=K} x_i = 1. \quad (1.133)$$

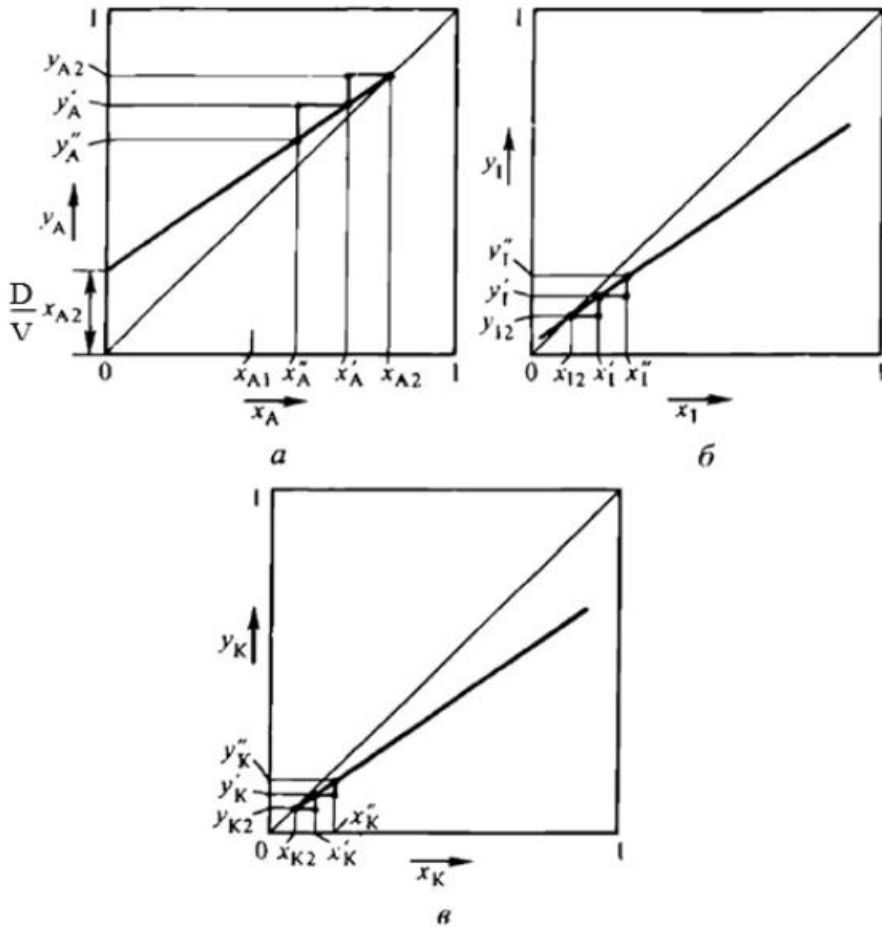


Рис. 1.50

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 (1.133). Пусть этой подобранной температуре на рисунке 1.50 отвечают концентрации отдельных компонентов $x'_A, \dots, x'_I, \dots, x'_K$.

Теперь согласно связям (1.132), т. е. с помощью рабочих линий, можно найти полный состав сопряженной (встречающейся с жидкостью в этом сечении) паровой фазы $Y'(x'_A, \dots, x'_I, \dots, x'_K)$. 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 (1.133). Затем по рабочим линиям (1.132) находим *сопряженный* с X'' состав пара Y'' .

Построение теоретических тарелок продолжают до тех пор, пока концентрация целевого компонента (в данном случае A) 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. 1.49); 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. 1.49) 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:

$$\begin{aligned}
 y_A &= \frac{L'}{V} x_A - \frac{L_0}{V} x_{A0}; \\
 y_B &= \frac{L'}{V} x_B - \frac{L_0}{V} x_{B0}; \\
 &\dots\dots\dots \\
 y_I &= \frac{L'}{V} x_I - \frac{L_0}{V} x_{I0}; \\
 &\dots\dots\dots \\
 y_K &= \frac{L'}{V} x_K - \frac{L_0}{V} x_{K0}.
 \end{aligned}
 \tag{1.134}$$

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, задаваясь в (1.134) 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. 1.50)

Теоретические тарелки для отгонной части колонны строят тоже путем поочередного использования условий равновесия (1.131) и связей сопряженных концентраций (1.134).

Рассмотрим сначала сечение отгонной части колонны *под нижней тарелкой* — в нем поток пара состава $Y'_H (y'_A, y'_B, \dots, y'_I, \dots, y'_K)$ равновесен с кубовой жидкостью состава X_0 . Для определения Y'_H надо подобрать такую температуру, чтобы при определении равновесных концентраций по (1.131) соблюдалось очевидное условие:

$$\sum_{i=A}^{i=K} y_i = 1.
 \tag{1.135}$$

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 рисунке 1.51 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 (1.135).

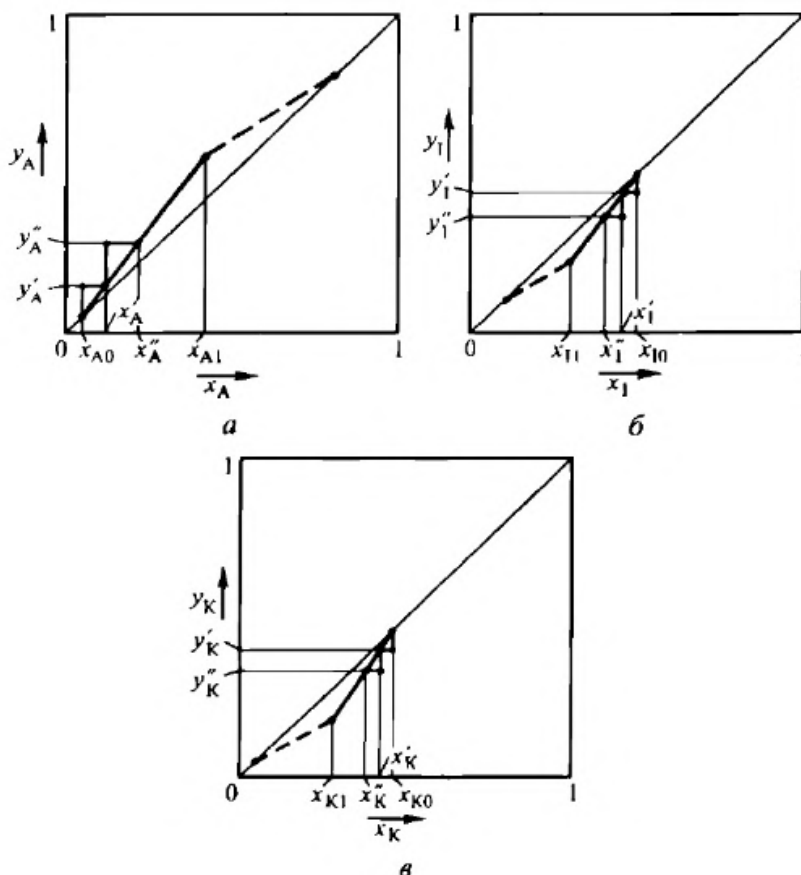


Рис. 1.51

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

a, *б*, *в* — диаграммы для компонентов A , I и K соответственно.

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 пп. 1.5.2 — формула (1.130). 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).

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, Aspen Plus и др.

ГЛАВА 2.

ТЕОРИИ ТЕПЛОМАССООБМЕНА В ПРОЦЕССАХ РЕКТИФИКАЦИИ

Перегонка вина с целью повышения концентрации этилового спирта применялась задолго до нашей эры. Перегонка нефти на фракции началась в середине XVIII в., бурно развивалась в XIX–XX вв. и, конечно, в начале XXI в. К 2020 г. общая мощность **мировых** нефтеперерабатывающих заводов по сырой нефти составляла около 101 млн баррелей **в сутки**. В более понятных единицах измерения это более 100 **т в секунду**!

Если учесть такие масштабы переработки сырой нефти (и соответствующие им затраты энергии) с получением требуемых фракций, а также много-тоннажность при выделении чистых компонентов из смесей в технологиях органического и нефтехимического синтезов, до сих пор актуален поиск способов снижения затрат энергии в процессах разделения. Для этого, естественно, необходимо правильно оценить вклад всех стадий тепломассопереноса из фазы в фазу: и компонентов, и теплоты.

2.1. История развития теорий тепломассопереноса в процессах ректификации

Первым шагом в этом направлении можно считать попытку применить к ректификации разработанную Льюисом и Уитменом [38, 39] двухплечную теорию массопередачи для сорбционных процессов (абсорбции и десорбции). Согласно этой теории 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 [39] 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 и соответственно их толщин δ_x и δ_y :

$$\beta_x = \frac{D_x}{\delta_x} \text{ и } \beta_y = \frac{D_y}{\delta_y}. \quad (2.1)$$

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:

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} \text{ и } K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}, \quad (2.2)$$

где $m = \left(\frac{y}{x}\right)_p$ — коэффициент распределения вещества между фазами при равновесии.

Использование в массопередаче двух коэффициентов массопередачи K_x и K_y (в отличие от одного в теплопередаче) обусловлено возможностью (а 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, размерность коэффициента распределения m в формулах (2.2) обеспечивает перевод концентраций y в x и наоборот.

Из основного уравнения массопередачи

$$M = K_y \Delta_y F \text{ или } M = K_x \Delta_x F \quad (2.3)$$

при известных движущих силах процесса массопередачи Δ_y и Δ_x и рассчитанных по формулам (2.2) значений K_x и K_y может быть найдена необходимая поверхность массопередачи F . Поток переходящего из одной фазы в другую ве-

щества 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

$$H_{\text{нас}} = \frac{F}{f_a \cdot F_{\text{уд}}}, \quad (2.4)$$

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 [39] 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 D_x в жидкой фазе **на 3–4 порядка меньше**, чем D_y в газовой фазе. Именно поэтому при конструировании абсорберов и десорберов основное внимание уделяется увеличению поверхности контакта фаз F и соответственно 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, 40]. В научной литературе [41–44] это объяснялось тем, что при ректификации основное диффузионное сопротивление сосредоточено в паровой фазе. В этом случае должно соблюдаться неравенство $\beta_y < \beta_x/m$. Ошибочность такого представления легко доказать с помощью формул (2.1) и (2.2). Даже при равенстве $\beta_y = \beta_x/m$ получаем

$$\frac{D_y}{\delta_y} = \frac{D_x}{m\delta_x},$$

откуда следует, что

$$\delta_y = \frac{D_y}{D_x} \delta_x m. \quad (2.5)$$

На примере разделения бинарной смеси «бензол — толуол» коэффициент распределения m меняется в пределах от 1 (при больших значениях y и x) до 2 (при малых концентрациях y и x). Если учесть, что D_y больше D_x на 3–4 порядка, даже при $\delta_x = 0,1$ мм толщина модельного пограничного слоя в паровой фазе составит 100–1000 мм, что абсолютно не укладывается в рамки двухпленочной теории массопередачи. Таким образом, применение двухпленочной теории Льюиса — Уитмена для процесса ректификации неправомерно.

Тем не менее, используя теорию Льюиса — Уитмена, авторы работы [44] натурным экспериментом доказали существенное влияние величины парового потока. Но, как будет доказано далее в п. 2.3, не на кинетику массопередачи, а на тепломассообмен на тарелках ректификационных колонн.

Во второй половине XX в. в научной литературе [41–46] неоднократно сообщалось о значительной доле «дополнительного вклада в перенос низкокипящего компонента вследствие разности температур» (вклад теплообмена) в общий поток массы.

2.2. Теория обратимой ректификации

Первый теоретический подход к энергосбережению в ректификации отражен в исследованиях, выполненных в середине XX в. Именно в этот период вводится понятие «обратимая ректификация». Авторы [3, 4] дают определение: если равновесие фаз имеет место в каждом сечении колонны любого типа, то этот процесс термодинамически обратимый. Фоньо [4] перечислил условия, при которых ректификация может считаться обратимой:

- число ступеней разделения в колонне бесконечно;
- отвод бесконечно малых количеств теплоты из промежуточных сечений укрепляющей секции колонны и их подвод к промежуточным сечениям отгонной секции, что обеспечивает наличие фазового равновесия вдоль всей колонны;

— в каждой секции колонны может быть полностью выделен только один компонент;

— перепад давления по колонне, содержащей бесконечное число тарелок, является бесконечно малым.

Из вышеперечисленного очевидно, что реально можно реализовать только второе условие — распределенный отвод и подвод теплоты. Именно таким способом авторам работ [4, 15] удалось максимально (с **минимальным приростом энтропии**) приблизить реальный процесс ректификации к термодинамически обратимому. Однако при этом автор работы [15] здесь же констатировал, что **затраты теплоты** в кипятильнике **увеличились** по сравнению с традиционной ректификацией. Очевидно, что это направление поиска вариантов энергосбережения при ректификации является тупиковым.

Весьма перспективным способом снижения затрат теплоты в кипятильнике **считался** вариант совместного применения теплового насоса и распределенного подвода и отвода по высоте колонны по принципу обратимой ректификации [54]. Сразу отметим, что сжатие парового потока при передаче его из отгонной секции в укрепляющую часть колонны нерационально (в этом случае «тепловой насос» работает лишь частично, а не для *всей* колонны). Это делает этот способ экономически невыгодным. В п. 2.3 это будет доказано вычислительным экспериментом и научно обосновано теорией внутреннего энергосбережения при ректификации [28, 29].

2.3. Теория внутреннего энергосбережения в процессах ректификации

2.3.1. 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 (или полная)

конденсация при температуре 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, обогащённый низкокипящим компонентом, поступает на следующую тарелку. Здесь он вновь 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. Эффективность использования парового потока в ректификационной колонне названа **внутренним энергосбережением**.

В п. 2.1 было отмечено, что в научной литературе [41–46] утвердилось мнение о положительном влиянии теплообмена на массообмен при ректификации, причем в работах [41–44] экспериментально подтверждено наличие значительной доли «дополнительного вклада в перенос низкокипящего компонента вследствие разности температур» в общий поток массы. Сейчас доказано [47], что вклад теплообмена в процессах ректификации не «дополнительный», а основной. Именно теплообмен определяет разделительную способность, и, конечно, с учетом фазового равновесия. И вот почему. 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, что практически не влияют на общую эффективность тепломассообмена. Тем более 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, 48]. Поэтому сущность внутреннего энерго-

сбережения 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. 2.1). 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 [47, 48].

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:

$$Q_{\text{подв}} = V_{n+1}[r_n + c_n^n(t_{n+1} - t_n)]. \quad (2.6)$$

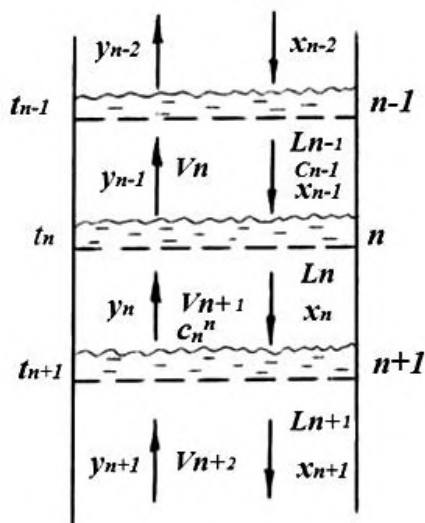


Рис. 2.1

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

$$Q_{\text{отв}} = L_{n-1}[c_{n-1}(t_n - t_{n-1}) + r_{n-1}]. \quad (2.7)$$

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 (2.6) и (2.7) 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 или долей. С таким допущением:

$$Q_{\text{подв}} = V_{n+1} \cdot r_n; \quad (2.8)$$

$$Q_{\text{отв}} = L_{n-1} \cdot r_{n-1}. \quad (2.9)$$

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

$$\frac{Q}{Q_{\text{подв}}} = \frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} \cdot \frac{r_{n-1}}{r_n}. \quad (2.10)$$

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 [49] с помощью диаграмм $t - x, y$ и $y - x$ (рис. 2.2). 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, примыкающих гипотенузами к рабочей линии (как показано на рис. 2.2). 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 тарелки $(n + 2)$, 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

$(n + 1)$ -ю тарелку. Аналогичные изменения температур и составов жидкости и пара происходят на последующих (по ходу пара) тарелках.

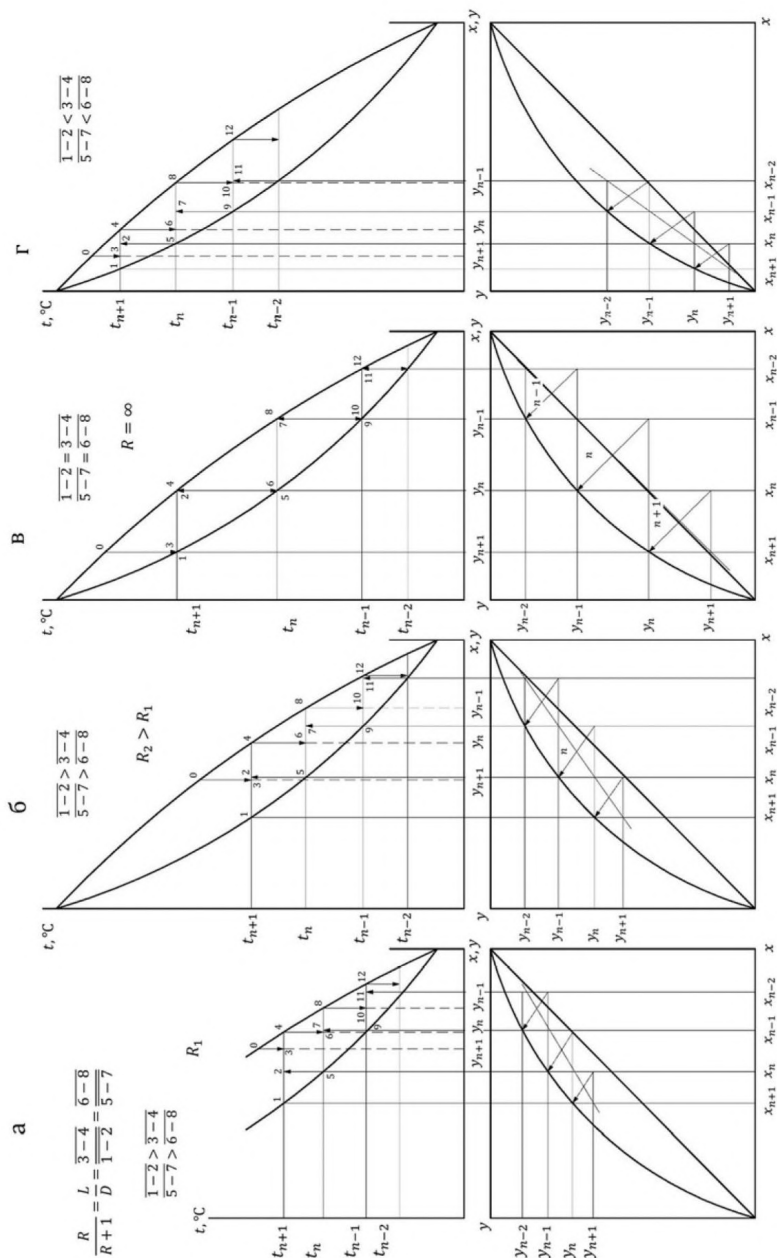


Рис. 2.2

Процессы теплообмена на тарелках при различных флегмовых числах:

a — R_1 ; $б$ — R_2 ; $в$ — $R = \infty$; $г$ — на тарелках отгонной части колонны.

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 $L \frac{\overline{1-2}}{\overline{1-4}}$, а на n -й тарелке — $L \frac{\overline{5-7}}{\overline{5-8}}$.

При одинаковых теплотах парообразования компонентов разделяемой смеси:

$$V \frac{\overline{3-4}}{\overline{1-4}} = L \frac{\overline{1-2}}{\overline{1-4}}; V \frac{\overline{6-8}}{\overline{5-8}} = L \frac{\overline{5-7}}{\overline{5-8}}. \quad (2.11)$$

Из равенств (2.11) следует

$$\frac{L}{V} = \frac{\overline{3-4}}{\overline{1-2}} = \frac{\overline{6-8}}{\overline{5-7}}. \quad (2.12)$$

Поскольку в укрепляющей колонне при любых 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 (2.12) запишется:

$$\frac{R}{R+1} = \frac{\overline{3-4}}{\overline{1-2}} = \frac{\overline{6-8}}{\overline{5-7}}. \quad (2.13)$$

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 самый **невыгодный** процесс перегонки с точки зрения использования пара, а следовательно, и затрат теплоты на процесс разделения.

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. 2.2). 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 (более строго — не разрешается)**. 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]. Подробнее об этом в пп. 3.3.3.2.

В отгонной колонне поток жидкости $L' = L + L_1$ 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

$$\mathcal{E}_H = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_o} + \frac{n_o}{n_y + n_o}. \quad (2.14)$$

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:

$$\frac{V_H}{V} = \frac{V - \psi L_1}{V} = 1 - \frac{\psi L_1}{(R+1)D}. \quad (2.15)$$

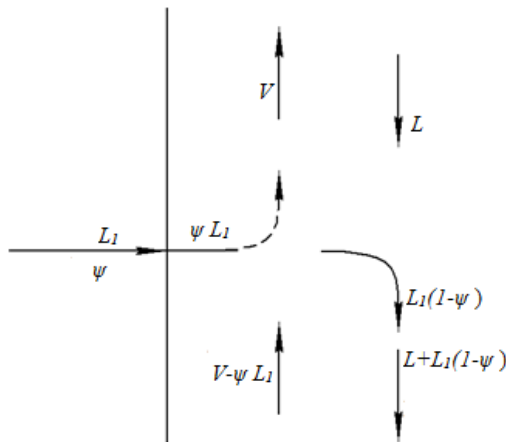


Рис. 2.3

Изменение парового и жидкостного потоков при подаче в колонну парожидкостной смеси

Внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_H ректификационной колонны в этом случае также зависит от числа теоретических ступеней в укрепляющей (n_y) и отгонной (n_o) частях колонны и может быть рассчитано по формуле [28]:

$$\mathcal{E}_H = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_o} + \left[1 - \frac{\psi L_1}{(R+1)D} \right] \frac{n_o}{n_y + n_o}. \quad (2.16)$$

Формула (2.16) 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 (2.16) с учетом материального баланса может быть записано в виде

$$\text{Эн} = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_o} + \left[1 - \frac{\psi}{(R+1)} \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0} \right] \frac{n_o}{n_y + n_o}. \quad (2.17)$$

С помощью формул (2.14), (2.16) и (2.17) численно оценивается внутреннее энергосбережение Эн (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. 2.4). По оси абсцисс здесь представлены составы жидкости x и пара y , а по оси ординат — энтальпии жидкости i и пара h , а также равноразмерные им величины Q_K/L_0 и $Q_{\text{конд}}/D$, 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 пп. 1.4.5.

Точка C_y , 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 жидкостный 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:

$$\varepsilon_H = \frac{\sum_{n=2}^{n_y} \left(\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} \right) + n_0}{n_y + n_0}. \quad (2.18)$$

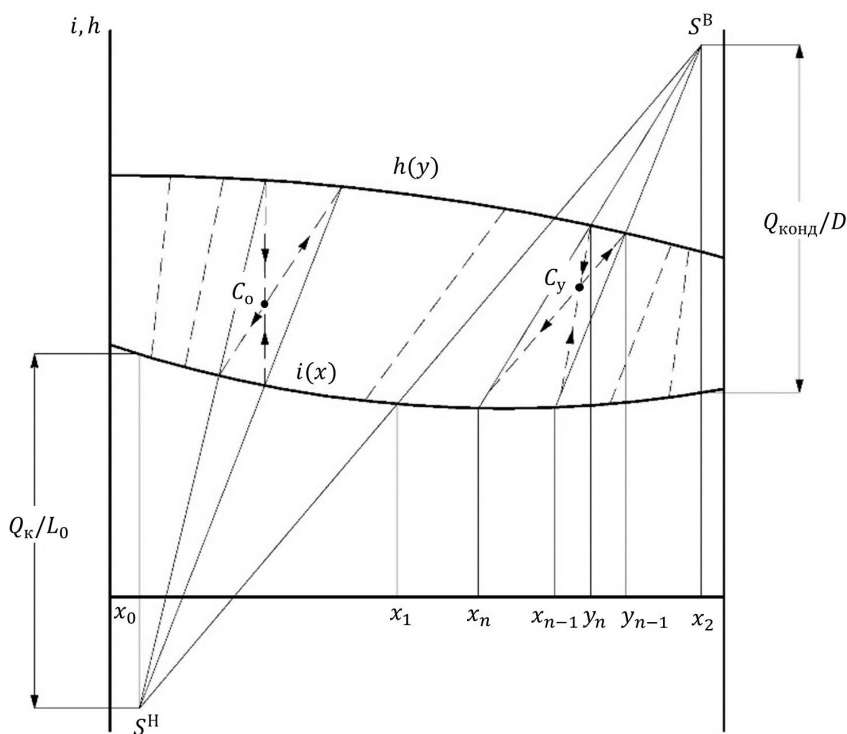


Рис. 2.4

Составы и энтальпии жидкости и пара

Согласно формуле (2.18) 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 -я тарелка, поскольку уходящий из кипятильника пар образуется за счет подвода теплоты в кипятильнике. Внутреннее энергосбережение начинается с «работы» пара на тарелке $(n - 1)$. Таким образом, число «работающих» (энергосберегающих) тарелок на 2 меньше общего расчетного. 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 (C_y и C_0), который, в свою очередь, зависит от составов и величин потоков, поступающих на тарелку.

2.3.2. 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. Если учесть высокие коэффициенты теплоотдачи при

конденсации пара и кипении жидкости [1, 47], определяющей становится межфазная поверхность контакта фаз на отдельной тарелке. По приведенным в [24, 40, 50] 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 рисунке 2.5 стрелкой, не достигающей 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:

$$\eta^y = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_n^p - y_n}, \quad (2.19)$$

так и по концентрациям НКК в жидкости:

$$\eta^x = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_{n-1}^p}. \quad (2.20)$$

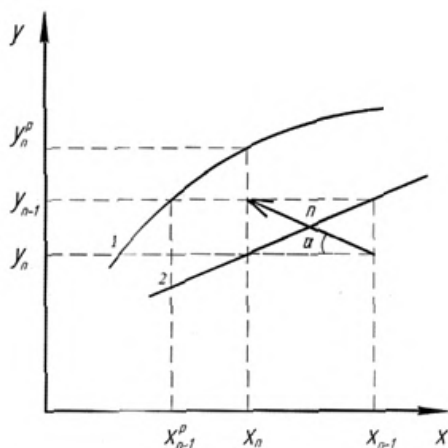


Рис. 2.5

Линия баланса на реальной n -й тарелке:

1 — линия равновесия; 2 — рабочая линия.

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).

Рассмотренный выше тепломассообмен на теоретических тарелках (см. рис. 2.2) и сопутствующее ему внутреннее энергосбережение (конденсация пара с передачей выделяющейся теплоты встречному жидкостному потоку) в случае реальных тарелок с КПД тарелки $\eta = 50\%$ реализуется на двух ступенях. На рисунке 2.6 представлено изменение составов жидкости и пара на тарелках n и $n + 1$. Из-за недостижения равновесия на каждой реальной тарелке линии балансов не доходят до линии равновесия 1 , а заканчиваются ранее на так называемой кинетической кривой 3 (рис. 2.6а).

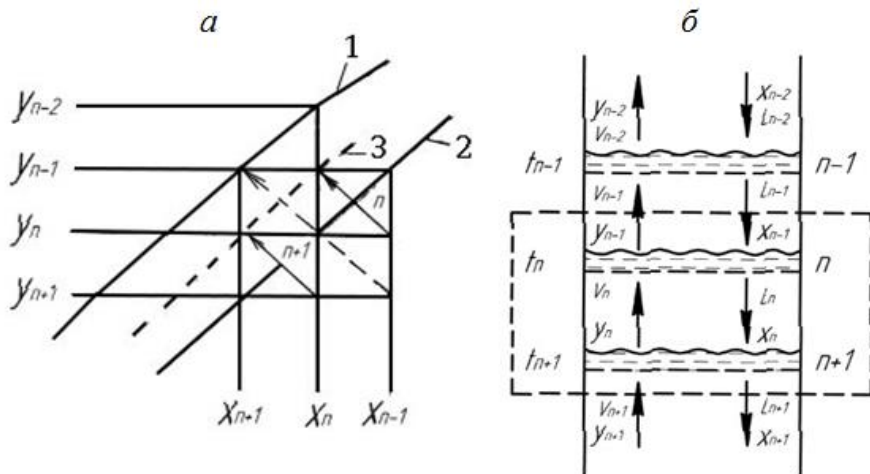


Рис. 2.6

Составы паровой и жидкой фаз на реальных тарелках. КПД тарелки 50%

Методы расчёта числа реальных тарелок с помощью **кинетической** кривой 3 (на рис. 2.6а) получили широкое распространение в середине XX в. [44,

51]. При рассмотрении внутреннего энергосбережения важно, что входящие в блок из двух тарелок (на рис. 2.6б показан штриховой линией) жидкость состава x_{n-1} и пар состава y_{n+1} после контакта на двух тарелках выходят из блока равновесными: y_{n-1} и x_{n+1} — точка на равновесной линии I .

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

$$y_{n-1} - y_n = \frac{L}{V}(x_{n-1} - x_n). \quad (2.21)$$

Аналогично для $(n + 1)$ -й тарелки имеем

$$y_n - y_{n+1} = \frac{L}{V}(x_n - x_{n+1}). \quad (2.22)$$

Складывая левые и правые части выражений (2.21) и (2.22), получаем

$$y_{n-1} - y_{n+1} = \frac{L}{V}(x_{n-1} - x_{n+1}). \quad (2.23)$$

Из (2.23) очевиден материальный баланс для контура, охватывающего n -ю 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 у: $y_{n-1} - y_n = y_{n-2} - y_n$ (см. рис. 2.6а).

Докажем это. Так, при КПД n -й тарелки, равном 50%, согласно (2.19) 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. 2.7). При уменьшающейся движущей силе ($y_{n-2} - y_n < y_{n-1} - y_{n+1}$) картина будет противоположной.

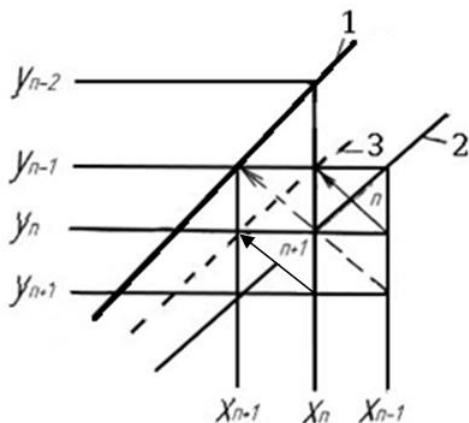


Рис. 2.7

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.

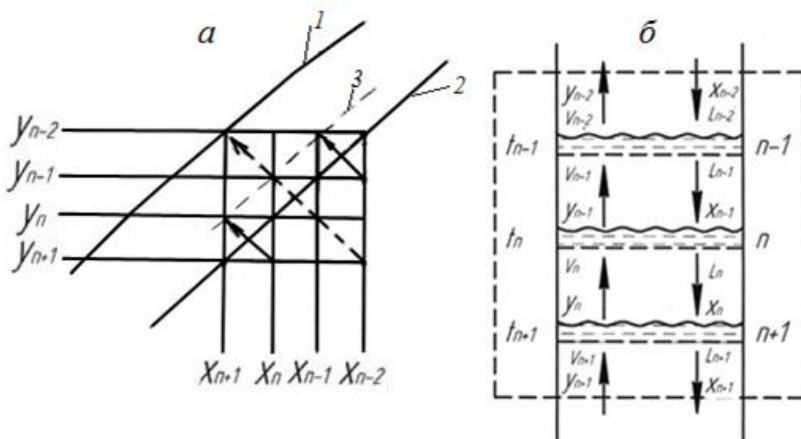


Рис. 2.8

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. 2.8), а кинетическая линия 3 располагается ближе к рабочей линии 2, нежели к равновесной линии 1 (рис. 2.8а). 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} .

2.3.3. 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. 2.9 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.

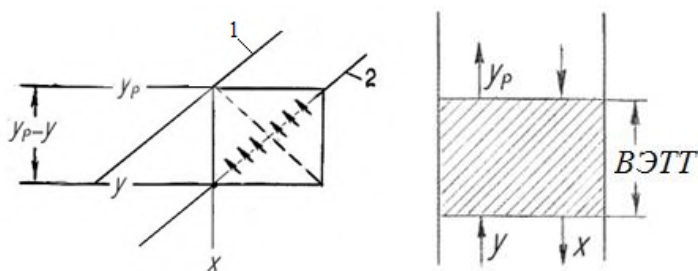


Рис. 2.9

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), а также от энергетического уровня подаваемой в колонну смеси [28]. Количественная оценка внутреннего энергосбережения (эффективность использования парового потока) в колонне может быть найдена с помощью формул (2.14), (2.16), (2.17) и (2.18).

2.3.4. О термодинамике в теории внутреннего энергосбережения в процессах ректификации

Теория внутреннего энергосбережения разработана нами на основе тепловых балансов и анализа теплофизических процессов, проходящих на каждой тарелке колонны. Апологетам (приверженцам) обратимой ректификации, основанной на термодинамической платформе, может показаться недостаточно приведенных выше доказательств. Поэтому рассмотрим протекающий на тарелках тепломассообмен с точки зрения законов термодинамики.

Одна из формулировок первого закона термодинамики такова: «Если в замкнутой системе тела обмениваются энергией и *работа* этими телами *не со-*

вершается, то суммарное изменение внутренней энергии системы равно нулю». В рассматриваемом случае обмениваются энергией (тепловой) паровой и жидкостный потоки без совершения внешней работы. Значит, применение теплового баланса возможно, и, конечно, с учетом лимитирующей стадии подвода или отвода теплоты в системе (формула (2.10)).

Прежде чем рассматривать обратимость процессов конденсации пара и кипения (испарения) жидкости на тарелках ректификационных колонн, напомним формулировку второго закона термодинамики: «Невозможно перенести теплоту от менее нагретого тела к более нагретому телу *при отсутствии* других одновременных изменений в обеих системах».

Классическим примером передачи теплоты с нижнего температурного уровня на более высокий является производство (получение) умеренного холода. Идеальная холодильная машина умеренного охлаждения, построенная по обратимому циклу Карно, практически нереализуема, но ее рассмотрение позволяет уяснить принцип организации циклов умеренного охлаждения.

Цикл Карно предусматривает (рис. 2.10а) две **изотермические** и две **адиабатические** операции: изотермический отвод теплоты от рабочего тела (РТ) в верхнем температурном источнике (холодильнике-конденсаторе ХК), адиабатическое понижение температуры РТ в расширительной машине (детандере Д), изотермическое нагревание РТ в нижнем температурном источнике (испарителе И) и адиабатическое повышение температуры в компрессоре (К). При этом в нижнем температурном источнике РТ получает теплоту от охлаждаемой среды, т. е. последняя охлаждается — в этом *цель процесса*. Отвод теплоты от РТ и подвод теплоты к нему в изотермических условиях осуществимы только при конденсации и кипении РТ, поэтому циклы Карно могут быть реализованы в области влажного пара. Соответственно указанным выше операциям строится идеальный цикл умеренного охлаждения (рис. 2.10а): в компрессоре К происходит адиабатическое сжатие РТ 1–2 (рис. 2.10б); в холодильнике (здесь это конденсатор) ХК — изотермический отвод теплоты от РТ (конденсация) 2–3; в детандере Д — адиабатическое расширение 3–4; в испарителе И —

изотермический подвод к РТ теплоты (кипение/испарение) 4–1. Отметим, что именно такие процессы (конденсация и испарение) происходят на тарелках ректификационных колонн.

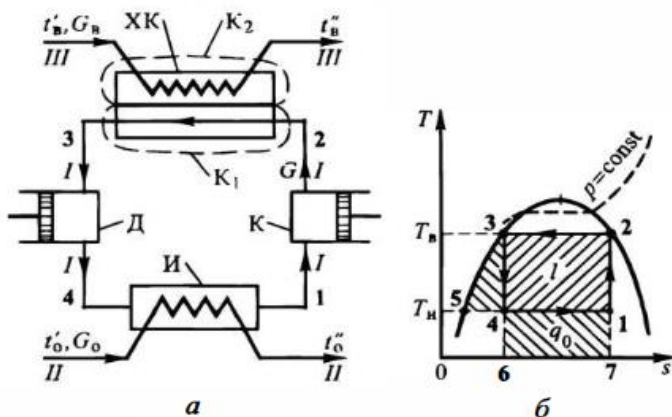


Рис. 2.10

Идеальная машина умеренного охлаждения:

а — принципиальная схема; I — рабочее тело; II — охлаждаемая среда; III — охлаждающая среда; К — компрессор; ХК — холодильник-конденсатор; Д — детандер; И — испаритель; *б* — диаграмма $T - s$; 1–2 — адиабатическое ($s = \text{const}$) сжатие в компрессоре К; 2–3 — конденсация пара при $T_B = \text{const}$ и $P_B = \text{const}$; 3–4 — адиабатическое расширение РТ в детандере ($s = \text{const}$); 4–1 — испарение РТ в испарителе И при $T_H = \text{const}$.

Реальная холодильная машина более энергозатратна из-за сжатия в компрессоре сухого насыщенного (а не влажного) пара (по техническим причинам) и невозможности создания детандера за счет очень незначительного расширения *жидкости*. Подробнее об этом изложено в [1].

А теперь более детально рассмотрим процессы конденсации и испарения на n -й тарелке ректификационной колонны. Для этого на рисунке 2.2б выделим фрагмент (рис. 2.11) и рассмотрим кинетику процессов конденсации и испарения. Пропускные способности стадии конденсации $\alpha_{\text{конд}} \cdot F$ и испарения $\alpha_{\text{кип}} \cdot F$ настолько велики (за счет больших значений и коэффициентов теплоотдачи $\alpha_{\text{конд}}$ и $\alpha_{\text{кип}}$, и развитой поверхности теплопередачи F), что они не «тормозят» (не лимитируют) весь процесс теплопереноса от парового потока с нижераспо-

ложенной тарелки $n + 1$ к жидкостному потоку с верхнерасположенной тарелки $n - 1$ (рис. 2.11). При частичной конденсации пара состава y_n (4–4') за время τ' пребывания парового потока на n -й тарелке образуется доля жидкости $\frac{4' - 4_{\Pi}}{4_{\text{Ж}} - 4_{\Pi}}$ и пар состава y'_1 . За счет выделяющейся при этом теплоты конденсации частично испаряется (9–9') жидкость состава x_{n-1} с образованием доли пара $\frac{9_{\text{Ж}} - 9'}{9_{\text{Ж}} - 9_{\Pi}}$ и жидкости состава x'_1 . За время полного прохода парового потока через жидкостный слой на n -й тарелке (на рис. 2.11 обозначено τ) наступает и тепловое равновесие (равенство температур парового и жидкостного потоков, покидающих n -ю тарелку), и фазовое равновесие (x_n и y_{n-1}) — оба при температуре t_n . Точка 6 характеризует парожидкостную смесь после конденсации пара, а точка 7 — парожидкостную смесь при испарении жидкости. Сумма смесей 6 и 7 дает результирующее отношение парового и жидкостного потоков, покидающих n -ю тарелку.

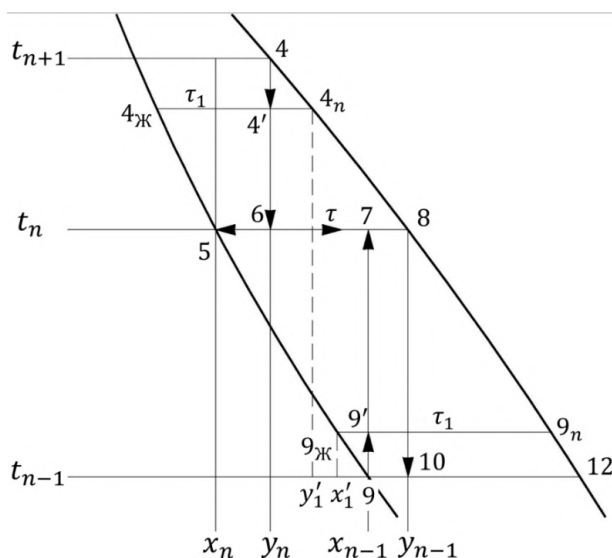


Рис. 2.11

Процессы испарения и конденсации на тарелке

Поскольку *результрующий* эффект конденсации пара и испарения жидкости на n -й тарелке реализуется при одной и той же температуре t_n , то в диаграмме $T - s$ (рис. 2.12) его можно представить в виде одной горизонтальной

линии. Здесь T_n — температура в градусах °K, а s — удельная (отнесенная к 1 кг) энтропия. Поэтому при небольшой разнице в теплоте конденсации разделяемых компонентов смеси изобарическая конденсация и изобарическое испарение происходят от одной пограничной линии до другой. Однако надо помнить, что в укрепляющей части колонны теплообмен ограничивается потоком флегмы (пп. 2.3.1), а в отгонной — паровым потоком.

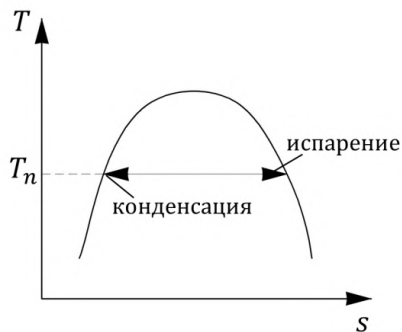


Рис. 2.12

Процессы конденсации и испарения при ректификации

Теперь можно сравнить процессы получения умеренного холода и ректификацию. Естественно, что передача теплоты с низкого температурного уровня на более высокий — задача более сложная. Поэтому требуется компрессор. В ректификации многократное (по числу тарелок в колонне) использование теплоты конденсации парового потока становится возможным при наличии флегмы. В отличие от дистилляции, ректификация — уникальный (можно сказать, синергетический) процесс, когда теплообмен на каждой тарелке сопровождается массообменом. Этот массообмен создает температурный градиент по колонне и тем самым обеспечивает теплообмен.

ГЛАВА 3.

СПОСОБЫ СНИЖЕНИЯ ЗАТРАТ ТЕПЛОТЫ ПРИ РАЗДЕЛЕНИИ ЖИДКИХ СМЕСЕЙ МЕТОДОМ 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 способов снижения затрат теплоты при разделении жидких смесей методом ректификации 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 его 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 др., 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, 52–57].

Тепловой насос (ТН) особенно эффективен при ректификации трудно-разделимых жидких смесей. В этом случае, как правило, наблюдается 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 смесей 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 компрессорами [1].

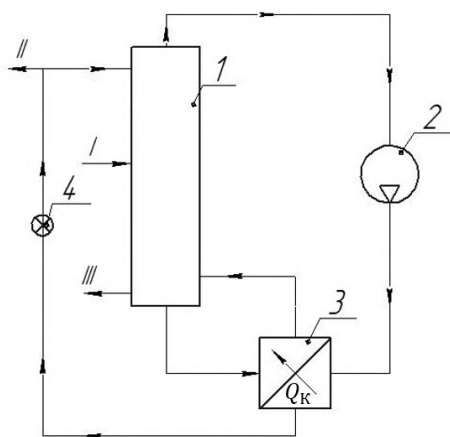


Рис. 3.1

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.

Типовая схема ректификационной установки с тепловым насосом представлена на рисунке 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 (вентиль 4) пар или парожидкостная смесь отводится в виде верхнего продукта II.

3.1.2. Оптимальный ТН с рекуперацией теплоты уходящих потоков

Схема усовершенствованного (оптимального) теплового насоса (ОТН) представлена на рисунке 3.2. Усовершенствование [53] состоит, во-первых, в получении дополнительного потока пара VI низкого давления путем дросселирования (дроссельный вентиль 5) конденсата VIII, а во-вторых, в увеличении парового потока V за счет снятия теплоты его перегрева (по отношению к насыщенному) в сепараторе высокого давления 4.

Как и в обычном варианте применения ТН, здесь пар из колонны 1 вместе с дополнительным потоком VI из сепаратора низкого давления сжимается в компрессоре 2 до необходимого давления. Пар высокого давления (перегретый) перед подачей в рекуперативный теплообменник 3 направляется в сепаратор высокого давления 4. Насыщенный пар из сепаратора 4 частично может быть использован на других установках. 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 в теплообменнике 7в (как показано на рис. 3.2) 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.

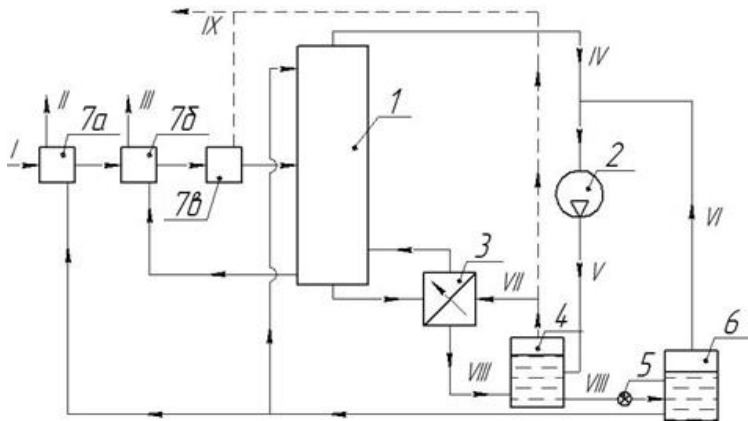


Рис. 3.2

Схема ректификационной установки с оптимальным ТН
и рекуперацией теплоты уходящих потоков:

I — колонна; 2 — турбокомпрессор; 3 — рекуперативный теплообменник (конденсатор-кипятильник); 4 — сепаратор высокого давления; 5 — дроссельный вентиль; 6 — сепаратор низкого давления; 7 — теплообменники-рекуператоры; *I* — исходная смесь; *II* — верхний продукт; *III* — нижний продукт; *IV* — пар из колонны; *V* — перегретый пар высокого давления; *VI* — пар низкого давления; *VII* — насыщенный пар высокого давления; *VIII* — конденсат; *IX* — избыток пара.

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 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.

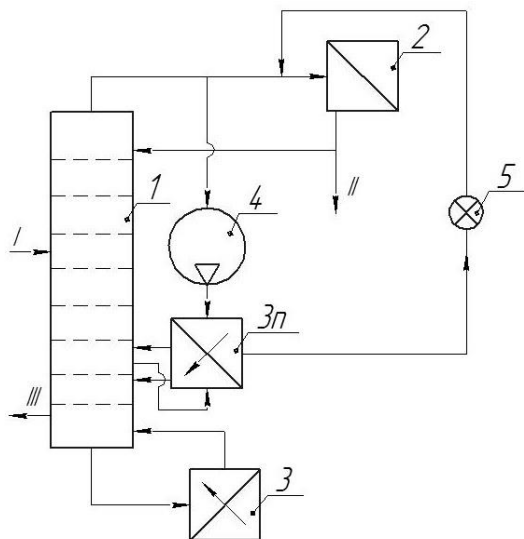


Рис. 3.3

Схема установки с ТН и промежуточным кипятильником:

I — 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.

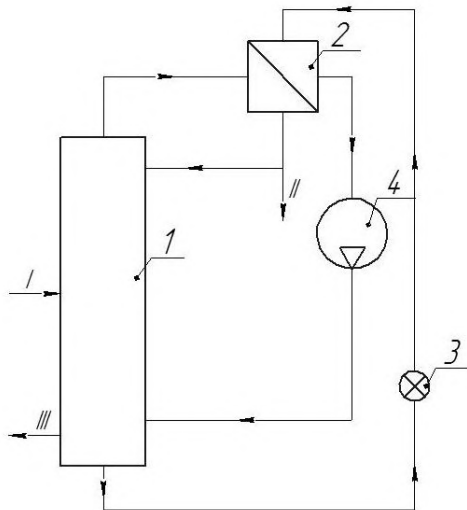


Рис. 3.4

Схема установки с ТН на базе нижнего продукта:

I — 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) [57]. На рисунке 3.5а конденсатор 2 ректификационной установки является испарителем НОА, а кипятильник 3 — конденсатором паров НОА. По второй схеме (рис. 3.5б) в качестве НОА используют кубовый остаток. 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 1 в качестве нагревающего агента в виде сжатого (перегретого) пара.

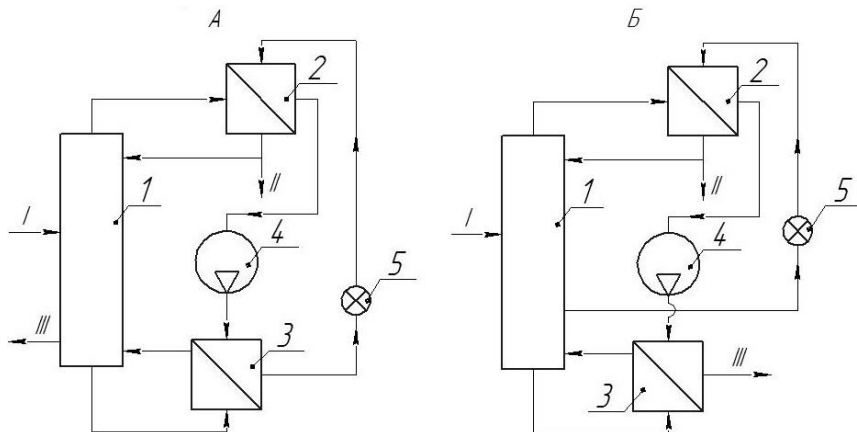


Рис. 3.5

Схема установки с ТН закрытого типа:

I — колонна; 2 — конденсатор; 3 — кипятильник; 4 — турбокомпрессор; 5 — дроссельный вентиль; *I* — исходная смесь; *II* — верхний продукт; *III* — 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 в другой [12–13, 58, 59]. 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 рисунке 3.6.

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.

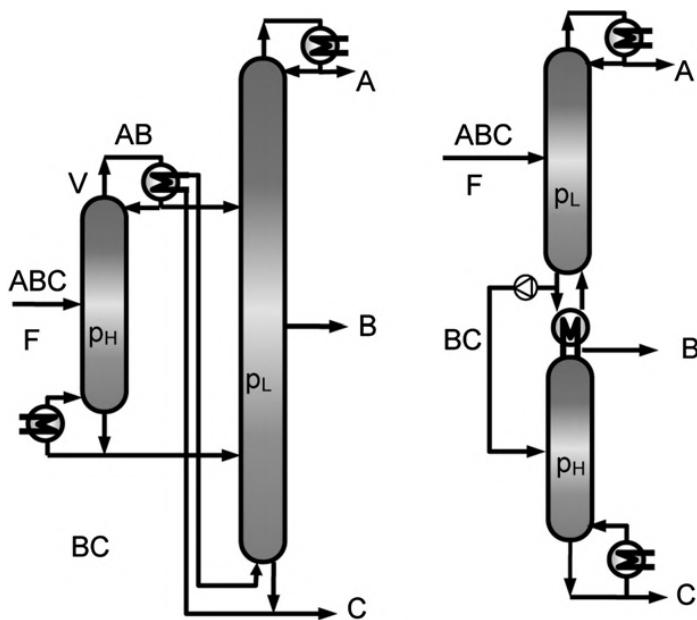


Рис. 3.6

Двухколонные установки с рекуперативными теплообменниками
типа «кипятильник-конденсатор»

По аналогии с многокорпусной выпарной установкой предложен [59] 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 на продукты требуемого качества представлена на рисунке 3.7.

В работе [59] 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%.

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 ABC с **обратимым смешением потоков**, использующие особенности обратимой ректификации, показаны на рисунке 3.8.

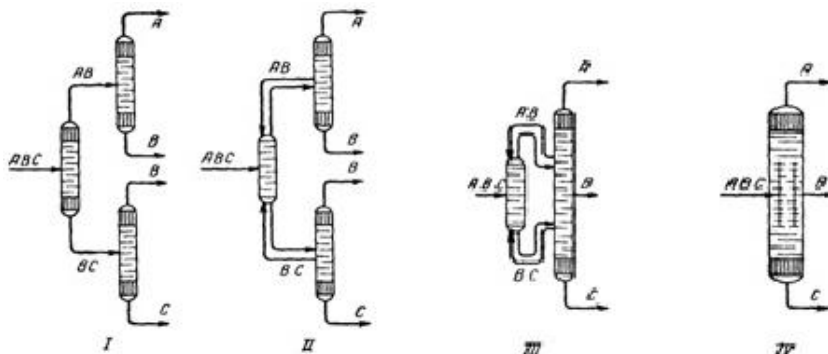


Рис. 3.8

Варианты схем разделения с полностью связанными материальными и тепловыми потоками

В отличие от варианта I в вариантах II–IV непродуктовые 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 г. только этой компанией использовалось 30 установок, имеющих в своем составе DWC. К 2009 г. только фирмой BASF эксплуатировалось 70 установок DWC, а общее число их в мире превысило 100. Значительных успехов также добилась компания LindeAG, разработавшая к настоящему времени колонну DWC высотой до 107 м и диаметром 5 м для фирмы Sasol [9]. К сожалению автора этой книги, в научной литературе не приведены теплофизические объяснения причин снижения затрат теплоты в колоннах с «нефиксированной» перегородкой.

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.

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 [12, 13, 15–17]. 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 рисунке 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.

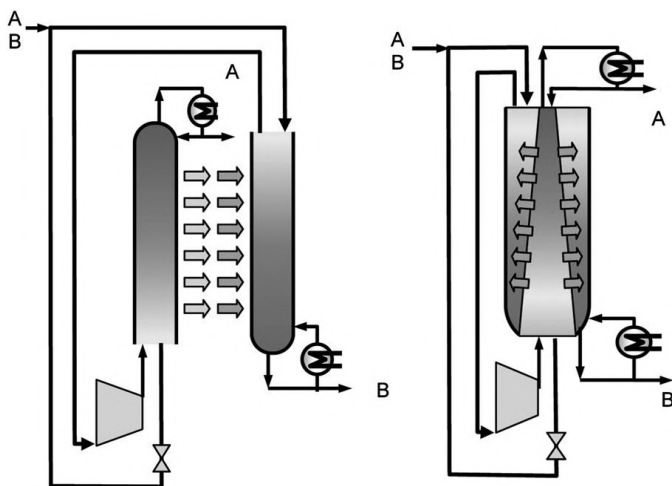


Рис. 3.9

Система с внутренне теплоинтегрированными колоннами HIDiC

Система с внутренне теплоинтегрированными колоннами существенно уменьшает 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) за-

трат. Различные способы приближения к обратимой ректификации и их практическая реализация рассмотрены в работе [12]. По приведенным там данным реализовано усовершенствование обычной колонны, обеспечившее передачу теплоты от всей (по высоте) укрепляющей части колонны к отгонной за счет разных давлений, что позволило уменьшить затраты теплоты на 62%.

До настоящего времени системы HiDiC, в отличие от более традиционных методов энергосбережения, не нашли 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.

В пп. 3.2.2 будет выполнен сравнительный анализ эффективности этой системы энергосбережения с подобными.

С целью уменьшения затрат энергии на сжатие пара в компрессоре запатентована [14] ректификационная установка, подобная представленной на рисунке 3.9, с заменой дросселя на детандер и передачей энергии расширения в детандере на вал компрессора для сжатия пара.

На рисунке 3.10 приведена схема с частичным теплоинтегрированием [17] без компрессора, но при работе колонн с разными давлениями. Можно ожидать, что такая теплоинтеграция обеспечит большее энергосбережение, потому что затраты энергии на создание повышенного давления в одной из колонн существенно меньше затрат энергии на сжатие пара в компрессоре.

Сравнительный анализ этого способа энергосбережения с другими подобными также будет представлен в пп. 3.2.2.

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 термодинамической эффективностью процесса) не обеспечили снижения затрат теплоты на процесс разделения. Подробное объяснение этого факта дает **теория внутреннего энергосбережения**.

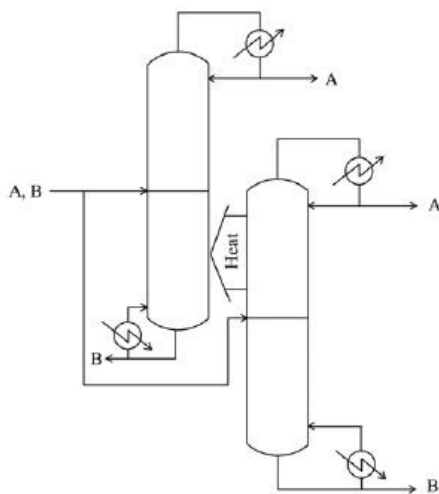


Рис. 3.10

Схема ректификационной установки с частичным теплоинтегрированием

3.2. Сравнение способов энергосбережения

В пп. 3.1.7 и 3.1.8 рассмотрены способы энергосбережения, базирующиеся на теории обратимой ректификации. Согласно этой теории реально осуществимым способом является [3] распределенный подвод теплоты в отгонной части колонны и ее отвод в укрепляющей. Теория внутреннего энергосбережения позволяет видеть причины увеличения затрат теплоты в кипятильнике и подтверждается вычислительным экспериментом с использованием программного обеспечения [61].

3.2.1. Сравнение распределенного подвода теплоты по высоте ректификационных колонн с традиционным в кипятильнике

Нами [61] было проведено сравнение затрат теплоты в кипятильнике на разделение 1 кмоль/с эквимольной смеси «бензол — толуол» с получением

бензола и толуола 98%-ной чистоты на традиционной ректификационной установке (рис. 3.11а) с суммарными затратами теплоты на установках, представленных на рисунке 3.11б–г.

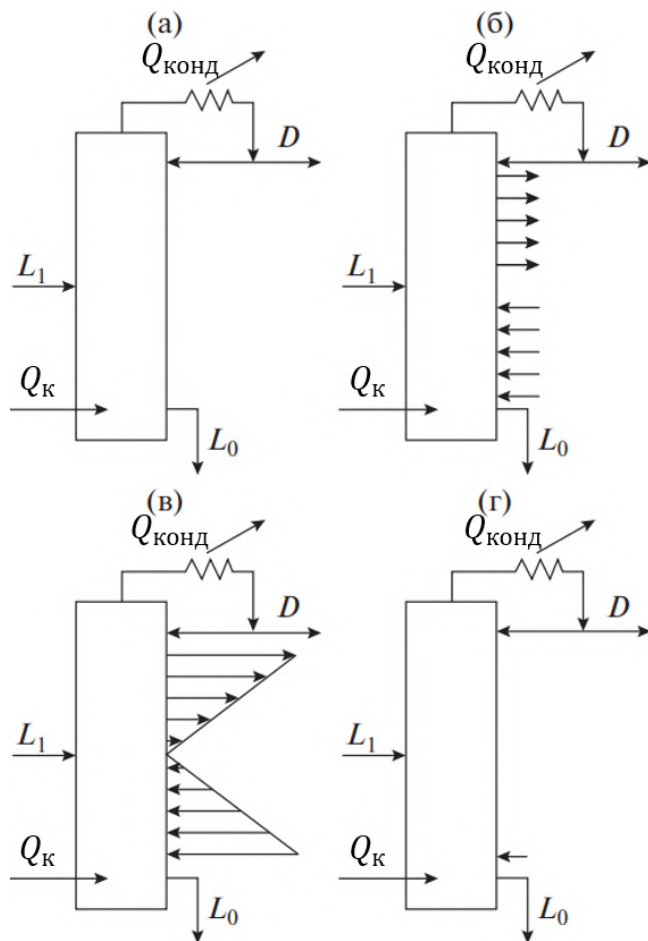


Рис. 3.11

Ректификационные установки с различной организацией тепловых потоков:

a — адиабатическая ректификация; *б* — равномерный подвод теплоты; *в* — распределение теплоты по линейному закону; *г* — оптимизированный подвод теплоты.

Результаты расчета температур, потоков и составов жидкости и пара на тарелках колонны при адиабатической ректификации представлены в таблице 3.1.

Температуры, потоки и составы пара и жидкости на тарелках колонны

№ тарелки	Температура, °С	Теплота, МВт	Поток жидкости L , кмоль/с	Поток пара V , кмоль/с	$\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}$	Бензол, мол. доля	
						жид- кость	пар
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
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 , необходимые для последующего расчета внутреннего энергосбережения при ректификации по формулам, приведенным в главе 2.

Количественная оценка Эн 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 (2.18):

$$\text{Эн} = \frac{\sum_{n=2}^{n_y} \left(\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} \right) + n_o}{n_y + n_o}, \quad (3.1)$$

а при равенстве теплот парообразования компонентов смеси и, следовательно, постоянстве парового и жидкостного (в укрепляющей и отгонной частях колонны) потоков — по формуле (2.14).

В таблице 3.1 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. Следует отметить 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-й 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 отношения

L_{n-1}/V_{n+1} для укрепляющей колонны выделены жирным шрифтом. Их сумма равна 5,50.

Для подтверждения целесообразности исключения двух 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 3.1, внутреннее энергосбережение в ректификационной колонне традиционной схемы (рис. 3.11а) в соответствии с формулой (3.1) 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 рисунке 3.12а. Характерным является постоянство (некоторое отличие в укрепляющей и отгонной частях связано с различием теплот парообразования компонентов смеси) парового потока по всей высоте колонны и соответствующее постоянство жидкостных потоков, различающихся на величину питания.

Основным признаками обратимой ректификации, как известно [3–5], 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 числе тарелок до 42 и 82 в колоннах без подвода теплоты в отгонной и отвода в укрепляющей, а также при различных вариантах подвода и отвода теплоты по высоте колонны (рис. 3.11б–г).

Результаты всех вариантов расчета представлены в таблице 3.2.

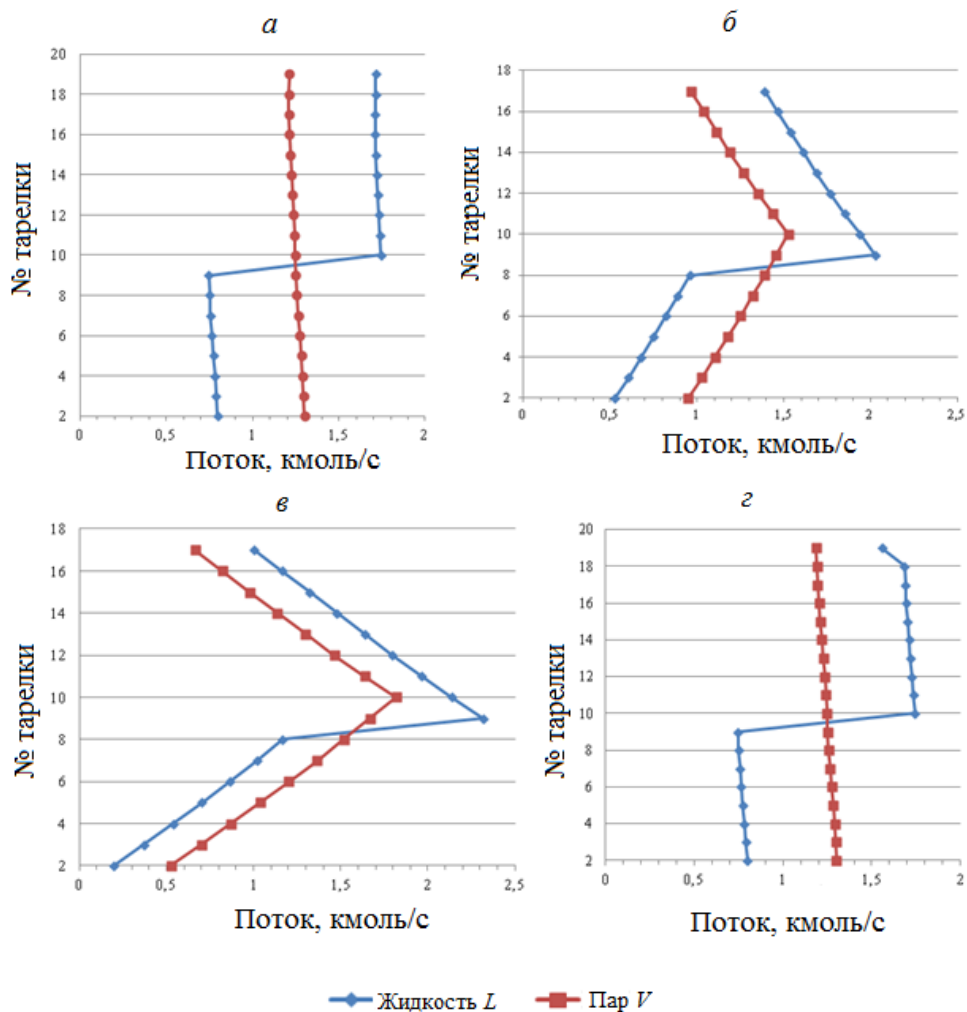


Рис. 3.12

Профили потоков пара и жидкости по колонне

**Сравнение вариантов с различной организацией
подвода и отвода теплоты при ректификации**

N_2	Число тарелок в колонне, n	Число тарелок в укрепляющей секции, n_y	Флегмовое число, R	Подвод теплоты по высоте отгонной колонны, $Q_{\text{д}}$, МВт	Подводимая теплота в кипятильнике $Q_{\text{к}}$, МВт	Суммарные затраты теплоты, Q_{Σ} , МВт	Максимальный поток пара в колонне V , кмоль/с	Внутреннее энергосбережение Эн
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

Примечание. * — флегмовое число относится к самой верхней тарелке укрепляющей части колонны.

Варианты 4–7 соответствуют равномерному распределению подвода и отвода теплоты (рис. 3.11б): 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 кипятильнике (вариант 7). Сразу отметим, что в этом случае суммарные затраты теплоты ($59,2 = 42,4 + 16,8$ 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. При этом выяв-

лено, что вблизи тарелки питания образуются зоны постоянных концентраций. При общем числе тарелок, равном 42, концентрация бензола в жидкости изменяется от 0,508 на 16-й тарелке до 0,497 кмоль бензола/кмоль смеси — на 28-й тарелке; в случае 82 тарелок в колонне при переходе от 16-й 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%-ную экономию по затратам теплоты в кипятильнике. Окончательный ответ на этот вопрос, как отмечено ранее, может дать только технико-экономический расчет (пп. 1.4.4.1).

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, паровой поток достигает 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 представлены на рисунке 3.12.

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. 3.11г) (причем наибольший теплоподвод приходится на нижнюю тарелку, что видно из табл. 3.2) направлен, согласно представлениям о внутреннем энергосбережении, на выравнива-

ние величины парового потока по высоте колонны. При этом внутреннее энергосбережение становится максимальным. Приведенный на рисунке 3.12г профиль парового потока (и жидкостных тоже) подтверждает это предположение.

Таблица 3.3

**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	
						жид- кость	пар
1	2	3	4	5	6	7	8
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

1	2	3	4	5	6	7	8
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 рисунке 3.13 приведено сравнение затрат теплоты на разделение методами адиабатической ректификации и с подводом (отводом) теплоты по высоте колонны.

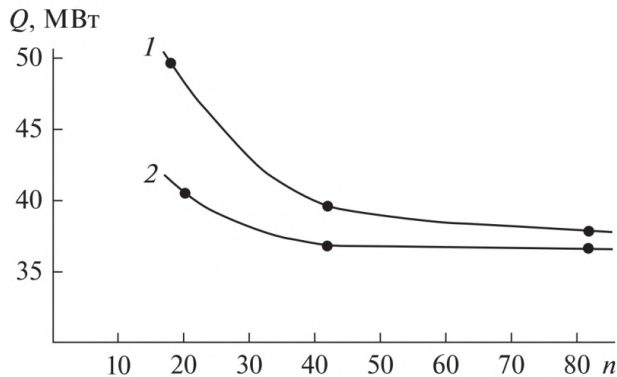


Рис. 3.13

Зависимость затрат теплоты при ректификации от числа теоретических тарелок в колонне:

1 — с равномерным подводом и отводом теплоты по высоте колонны; 2 — адиабатическая ректификация.

Меньшие затраты имеют место при адиабатической ректификации, обеспечивающей большее внутреннее энергосбережение (большой коэффициент использования пара на тарелках ректификационных колонн).

Приведенный анализ результатов расчета различных вариантов ректификации показал, что более целесообразным (с точки зрения затрат теплоты на процесс и простоты организации подвода и отвода теплоты) является традици-

онный способ: подвод теплоты в кипятильник колонны и ее отвод в конденсаторе. Важно лишь правильно подобрать величину коэффициента избытка флегмы на основании полного технико-экономического расчета. 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.

3.2.2. «Улучшенные» способы энергосбережения на основе теории обратимой ректификации

3.2.2.1. О замене полного подвода теплоты в кипятильник колонны на распределенный подвод к тарелкам отгонной секции

Использование парового потока из верха одной ректификационной колонны в качестве греющего пара в кипятильнике другой является одним из са-

мых распространенных способов энергосбережения. При работе ректификационной установки с одной колонной (как правило, для разделения бинарной смеси) уменьшить затраты теплоты в кипятильнике возможно путем деления потока исходной смеси на две примерно одинаковые части и их разделения в двух колоннах под разными давлениями. Разность давлений в колоннах должна быть такой, чтобы температура парового потока из первой колонны была на 20–30°C больше температуры кипения кубовой жидкости в другой. В каждой колонне чистота получаемых продуктов разделения должна быть одинаковой.

Эффективность этого способа энергосбережения и «улучшенного» [17], согласно теории обратимой ректификации, рассмотрена нами [62] на примере разделения бинарной смеси «бензол — толуол» с различными вариантами подвода теплоты:

- традиционное разделение в одной колонне (рис. 3.14а);
- полное использование теплоты конденсации всего парового потока из второй колонны в качестве греющего пара в кипятильнике первой (рис. 3.14б);
- распределенный подвод теплоты на тарелки отгонной секции первой колонны с тарелок укрепляющей секции второй колонны (рис. 3.14в).

Вычислительный эксперимент выполнен с помощью программного обеспечения Aspen Plus. Тарелки питания в колоннах подобраны с помощью модуля Sensitivity, а достаточная тепловая нагрузка в схемах б, в — с помощью модуля Optimization. Сравнивали затраты теплоты на разделение $L_1 = 1$ кмоль/с эквимолярной смеси «бензол — толуол» с получением бензола и толуола 98%-ной чистоты и отбором дистиллята $D = 0,5$ кмоль/с.

Затраты теплоты в кипятильнике традиционной схемы разделения бинарной смеси в одной колонне составили 41 МВт.

Схема в отличается от б распределенным подводом теплоты (как рекомендовано в [17]) от укрепляющих тарелок второй колонны к отгонным тарелкам первой (8 потоков по 2,5 МВт — это примерно половина от 41 МВт).

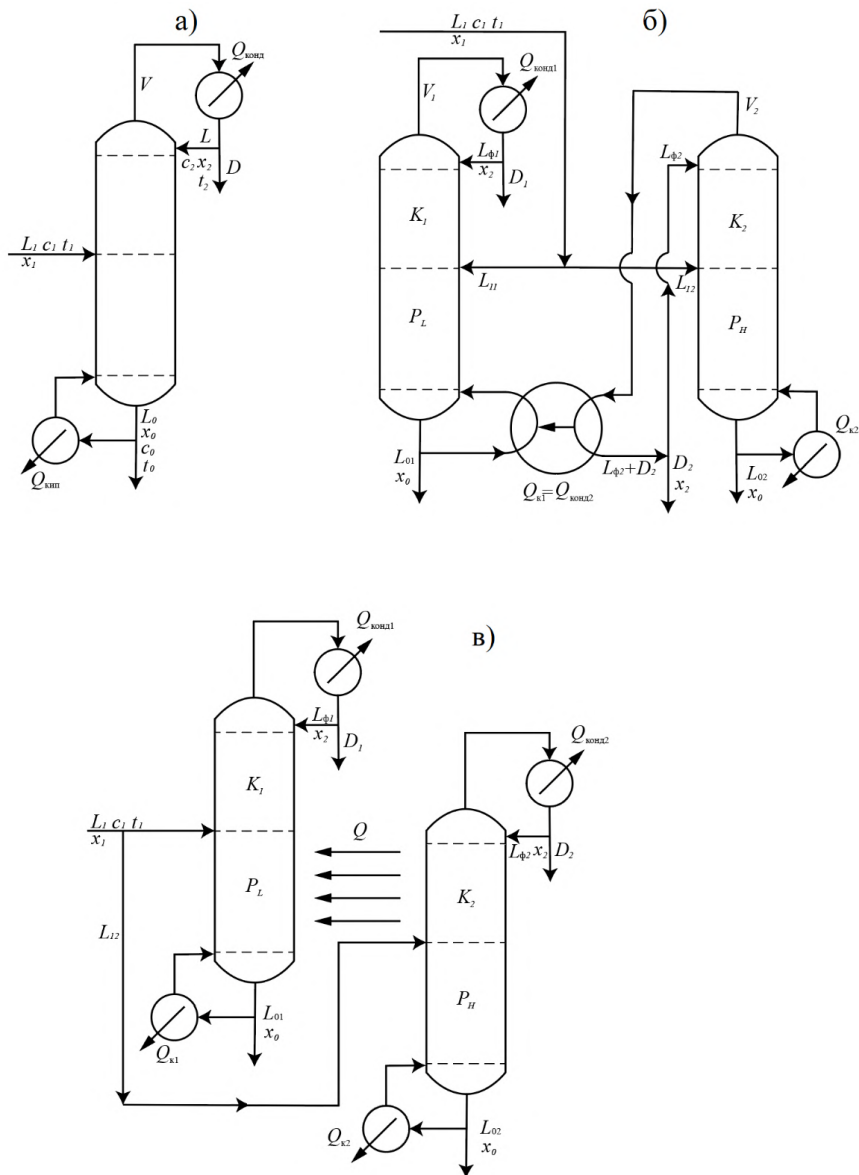


Рис. 3.14

Традиционная (а) и энергосберегающие (б, в) схемы ректификации

Рабочие параметры колонн и результаты расчетов приведены в таблице 3.4. Внутреннее энергосбережение в отдельных колоннах рассчитано по формуле (2.14), а среднеарифметическое значение в двухколонной установке — с учетом паровых потоков из кипятильников. При разделении бинарной смеси в

двух колоннах по схеме *б* достигается существенное снижение затрат теплоты (25,3 МВт) по сравнению с разделением в одной колонне (41 МВт). Этот способ энергосбережения вполне может конкурировать с тепловым насосом, требуется лишь найти границы области его применения.

Таблица 3.4

Результаты расчета разделения бинарной смеси «бензол — толуол»

Число тарелок, N		Флегмовое число, R		Внутреннее энергосбережение, Эн	Затраты теплоты, Q , МВт		Чистота продуктов	
							Б	Т
Схема a								
20		1,6		0,819	41		0,98	0,98
Схема b								
K_1	K_2	K_1	K_2	0,835	K_1	K_2	0,98	0,98
20	20	1,6	2,1		—	25,3		
Схема b								
K_1	K_2	K_1	K_2	0,679	K_1	K_2	0,98	0,98
20	20	1,89	0,2		3,4	31,5		

При **распределенном** подводе теплоты (схема *в*) суммарные затраты 34,9 МВт оказались намного больше, чем при **полном подводе теплоты в кипятильнике** — 25,3 МВт (схема *б*). Это объясняется меньшим внутренним энергосбережением ($0,679 < 0,835$), так как на нижних тарелках отгонной секции «работает» не весь паровой поток, а только малая часть из кипятильника.

Поскольку в отгонной секции величина парового потока является лимитирующей стадией тепломассообмена, то его снижение на нижних тарелках отгонной секции приводит к неэффективной работе всей установки. Постепенно увеличиваясь по высоте отгонной секции, паровой поток достигает максимального значения вблизи тарелки питания. Этот максимальный паровой поток больше практически постоянного парового потока при обычной ректификации. Именно этим объясняется причина повышенных затрат теплоты в этом случае.

3.2.2.2. «Повышение» эффективности теплового насоса согласно теории обратимой ректификации

Согласно теории обратимой ректификации единственным реально осуществимым способом снижения затрат теплоты является распределенный отвод и подвод теплоты на тарелках укрепляющей и отгонной секций колонны. Этим способом обратимой ректификации была сделана попытка [54] увеличить энергосбережение при использовании теплового насоса (см. рис. 3.9). Перед анализом полученного результата следует отметить нецелесообразность **ограничения** работы парового потока только **в отгонной секции**. Как правило, при использовании принципа теплового насоса в компрессоре сжимается паровой поток после его «работы» (конденсации) **на всех тарелках полной колонны**.

Нами [63] проведено сравнение эффективности энергосбережения системы с внутренне теплоинтегрированными колоннами HIDIc, описанной в пп. 3.1.8, и подобной системы, в которой вместо **распределенного** отвода и подвода теплоты по высоте колонны весь паровой поток из укрепляющей секции **полностью** конденсируется в конденсаторе-испарителе. Естественно, что эти два способа энергосбережения целесообразно сравнить с традиционной ректификационной колонной и схемой с тепловым насосом (рис. 3.1). В каждом из четырех вариантов подавали 10 т/ч (0,0326 кмоль/с) исходной смеси «бензол — толуол» эквимолярного состава при температуре кипения и атмосферном давлении. Качество продуктов разделения: бензол — 99,9 мас. %, толуол — 99,9 мас. %. Для каждого варианта с помощью программного комплекса AspenOne V9.0 были определены оптимальные общее число тарелок и положение тарелки питания. В качестве целевой функции для оптимизации приняли затраты теплоты в кипятильнике ректификационной колонны.

Первый вариант — это обычная ректификационная установка (см. рис. 1.12, 1.13а, 1.20 и др.), которая снабжена конденсатором и кипятильником. Колонна имеет 30 теоретических тарелок с подачей питания на 15-ю тарелку. В результате проведенного расчета был определен необходимый подвод теплоты в кипятильнике — 1316 кВт.

Сводная таблица результатов расчета

Параметр	Обычная схема	Схема с ТН	Схемы с рекуперацией теплоты	
			полная рекуперация	распределенный подвод теплоты
n_y	15	15	15	15
n_o	15	15	15	15
Q_{Σ} , кВт	1316	723	1045	1120
ΔH	0,803	0,816	0,670	0,560

Во втором варианте это ректификационная установка с использованием теплового насоса (рис. 3.1). Поток пара из верхней части колонны поступает в компрессор, где сжимается и направляется в кипятильник колонны, отдавая теплоту конденсации. Поток конденсата после дросселя разделяется на продуктовый — бензол чистотой 99,9 мас. % — и флегму — на орошение колонны. Продуктовый поток толуола чистотой 99,9 мас. % отводится из куба колонны. Суммарные затраты теплоты в этом случае с учетом повышенной цены электроэнергии по сравнению с тепловой составляют 723 кВт. По сравнению с первым вариантом затраты уменьшились на 45% (почти в 2 раза).

В третьем варианте это ректификационная установка с использованием теплового насоса и рекуперацией теплоты (рис. 3.15а). Здесь весь паровой поток из колонны 2 после сжатия в компрессоре 5 подается в укрепляющую секцию колонны 1. Жидкость из укрепляющей колонны 1 дросселируется в дросселе 4 и вместе с исходной смесью поступает в отгонную колонну 2, из которой внизу отводится продукт В. Значительная часть кубовой жидкости циркулирует через теплообменник 3 с целью создания парового потока в колонне 2.

Схема 3.15а рассмотрена нами лишь для сравнения с вариантом 4 (рис. 3.15б), в котором теплоинтеграция (рекуперация) совмещена с элементом обратимой ректификации — с **распределенным** отводом и подводом **теплоты**.

Практически этот вариант нецелесообразен, ибо пар из отгонной секции должен всегда использоваться («работать») в укрепляющей секции без его сжатия и лишь потом — в компрессор.

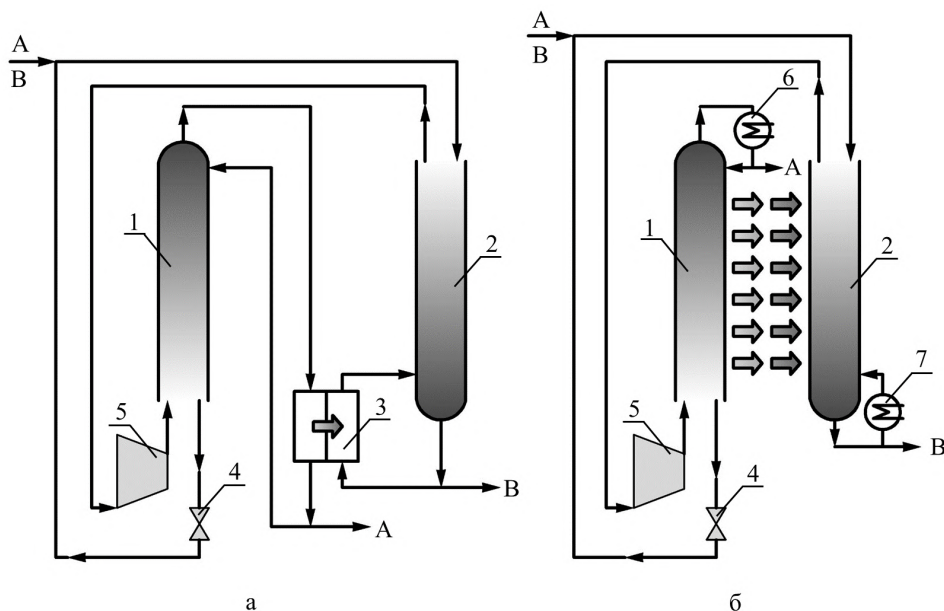


Рис. 3.15

Схемы разделения бинарной смеси с тепловым насосом и рекуперацией теплоты:

а — полная рекуперация теплоты парового потока в конденсаторе-испарителе; *б* — распределенный подвод теплоты; 1 — укрепляющая колонна; 2 — отгонная колонна; 3 — теплообменник (конденсатор-испаритель); 4 — дроссель; 5 — компрессор; 6 — конденсатор; 7 — кипятильник.

Суммарные затраты в варианте 3 меньше, чем в варианте 1, на 20,6%, но почти в 1,5 раза больше, чем в варианте 2 с тепловым насосом.

В четвертом варианте («улучшенном») теплота с каждой тарелки укрепляющей колонны передается на тарелки отгонной (**распределенно**). Попытка уменьшить энергозатраты в этом случае дала **отрицательный** результат: суммарные затраты возросли до 1120 кВт. Безусловно, по сравнению с обычной ректификацией вариант 4 обеспечивает энергосбережение на 14,9%. Но это

энергосбережение в 3 раза меньше достигнутого при использовании обычного теплового насоса.

3.3. Способы снижения затрат теплоты согласно теории внутреннего энергосбережения

Сначала следует повторить, что одним из самых эффективных способов снижения затрат теплоты является рекуперация теплоты во всех ее вариантах (см. рис. 3.1, 3.2, 3.6, 3.7). Когда температурный потенциал парового потока недостаточен, то его повышают в компрессоре (принцип теплового насоса) до уровня, при котором энергосбережение становится максимальным (см. рис. 3.3). Можно использовать и другие варианты применения принципа теплового насоса, рассмотренные в п. 3.1.

3.3.1. Способы энергосбережения при разделении бинарной смеси

При разделении бинарной смеси методом ректификации кроме теплового насоса и конкурирующего с ним способа, рассмотренного в пп. 3.2.2.1, на основе теории внутреннего энергосбережения разработан вариант снижения затрат теплоты путем отказа от предварительного нагревания исходной смеси перед подачей в колонну. Это было доказано в пп. 1.4.7.1 при подаче исходной смеси на тарелку питания.

В работе [64] выполнен поиск оптимального варианта нагрева исходной смеси за счет парового потока в колонне. Для этого сравнивались четыре варианта нагрева исходной смеси. Кроме рассмотренных ранее двух вариантов подачи в колонну исходной смеси: традиционный — с подогревателем исходной смеси (схема *a* на рис. 3.16) — и вариант 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 теп-

лообменника (поверхность теплообмена F_n) 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 $г$) 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 этого подогревателя меньше t' .

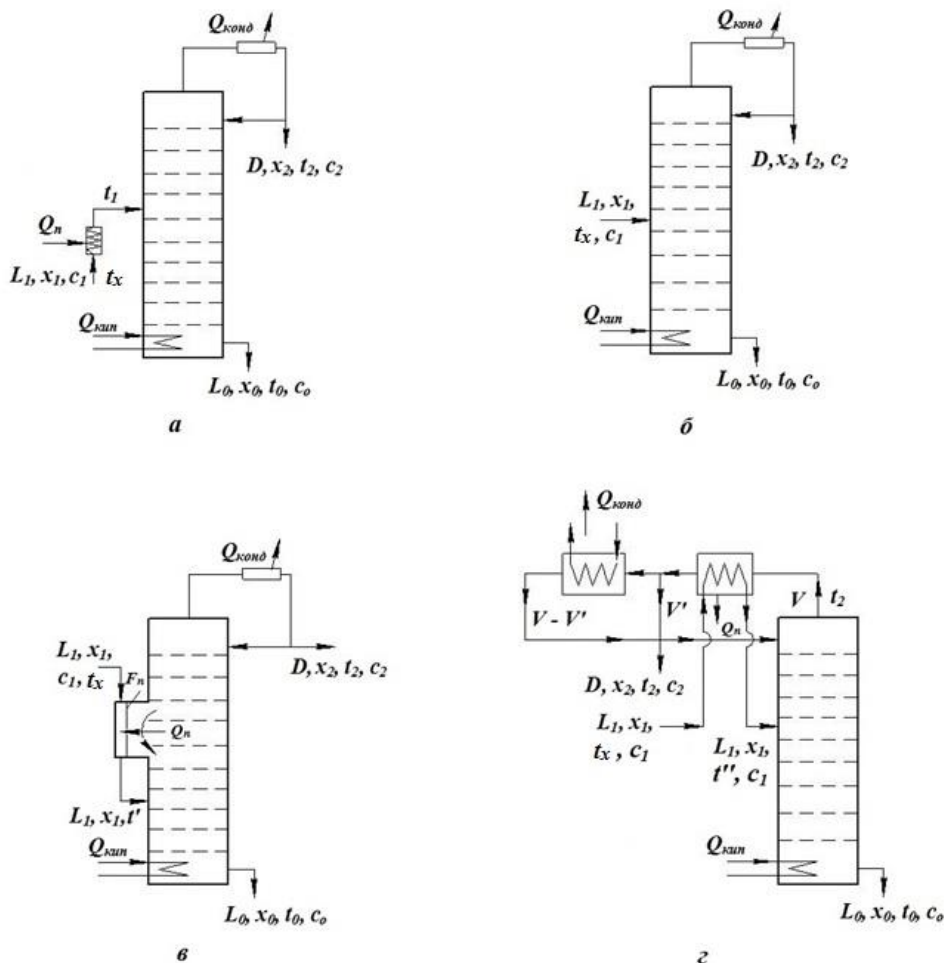


Рис. 3.16

Различные варианты нагрева исходной смеси перед подачей в колонну

Найдем затраты теплоты в кипятильнике и внутреннее энергосбережение 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 рисунке 3.16. 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. Удобно разделить укрепляющую часть колонны 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

$$Q_n = L_1 c_1 (t' - t_x) \quad (3.2)$$

часть парового потока V_2 , а именно:

$$\Delta V_2 = V_2 - V = \frac{L_1 c_1 (t' - t_x)}{r}, \quad (3.3)$$

конденсируется. Поток образующегося конденсата $\Delta L_2 = \Delta V_2$ вместе с потоком флегмы из первой секции L образует жидкостный поток во второй секции $L_2 = L + \Delta L_2$ (рис. 3.17).

Из (3.3) следует, что

$$V_2 = V + \frac{L_1 c_1 (t' - t_x)}{r} = V + L_1 (E_2 - 1), \quad (3.4)$$

где $E_2 - 1$ — поток пара в кмоль для нагрева 1 кмоль исходной смеси от температуры t_x до t' .

Соответственно,

$$L_2 = L + L_1 (E_2 - 1).$$

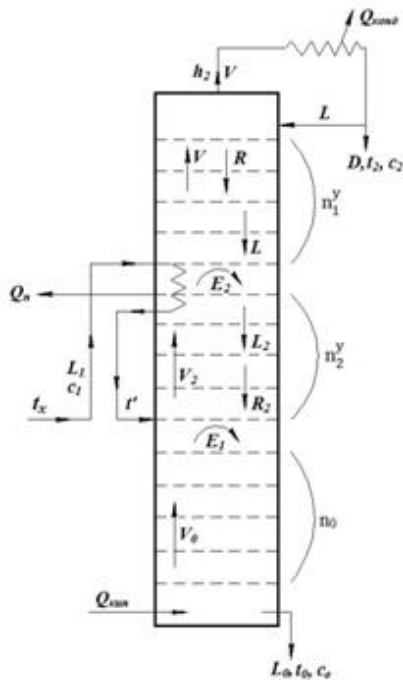


Рис. 3.17

Потоки жидкости и пара по колонне

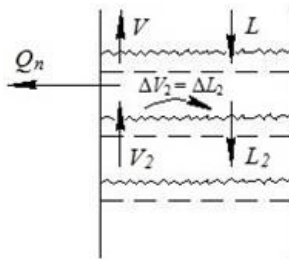


Рис. 3.18

Изменение жидкостного и парового потоков на тарелке при нагревании исходной смеси

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

$$R_2 = \frac{L_2}{V_2 - L_2}. \quad (3.5)$$

Очевидно, что $R_2 > R$, и поэтому угол наклона рабочей линии в этой секции больший, чем в первой (рис. 3.19).

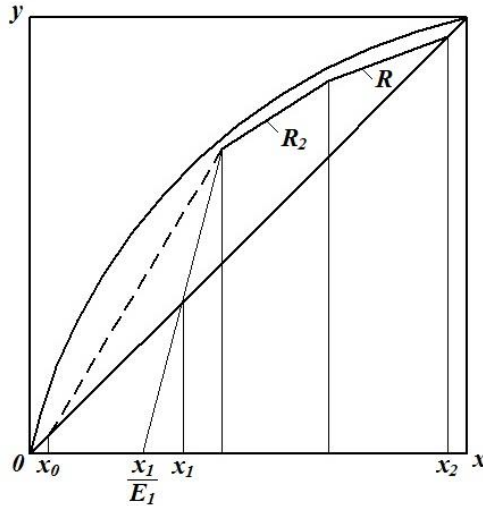


Рис. 3.19

Рабочие линии укрепляющей части колонны (сплошные линии)
и отгонной (штриховая линия)

На тарелке питания исходная смесь L_1 нагревается от t' до t_1 за счет конденсации парового потока в количестве

$$\Delta V_1 = V_0 - V_2 = \frac{L_1 c_1 (t_1 - t')}{r}, \quad (3.6)$$

где V_0 — поток пара в отгонной части колонны.

Таким образом, поток пара в отгонной колонне:

$$V_0 = V_2 + \frac{L_1 c_1 (t_1 - t')}{r} = V_2 + L_1 (E_1 - 1). \quad (3.7)$$

Учитывая выражение (3.4), получаем

$$V_0 = V + L_1 (E_2 - 1) + L_1 (E_1 - 1). \quad (3.8)$$

Так как

$$E_1 - 1 = \frac{c_1(t_1 - t')}{r};$$

$$E_2 - 1 = \frac{c_1(t' - t_x)}{r},$$

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 (3.8) принимает вид

$$V_0 = V + L_1(E - 1). \quad (3.9)$$

По аналогии с расчетом внутреннего энергосбережения при разных энергетических уровнях подаваемой на тарелку питания смеси по формуле (2.17) в рассматриваемом варианте работы ректификационной колонны внутреннее энергосбережение (среднее по всей колонне) можно рассчитать по формуле

$$\mathcal{E}_H = \frac{\frac{R}{R+1}n_1^y + \frac{R_2}{R_2+1}n_2^y + [1 + \frac{E-1}{R+1} \cdot \frac{x_2-x_0}{x_1-x_0}]n^o}{n_1^y + n_2^y + n^o}, \quad (3.10)$$

или при известных из расчета значениях потоков жидкости и пара на каждой тарелке по уточненной формуле [61]:

$$\mathcal{E}_H = \frac{\sum_{i=2}^{n_1^y} \frac{L_{i-1}}{V_{i+1}} + \sum_{i=n_1^y}^{n_1^y + n_2^y} \frac{L_{i-1}}{V_{i+1}} + \frac{V_x}{V_k} n^o}{n_1^y + n_2^y + n^o}, \quad (3.11)$$

где V_x и V_k — паровые потоки из кипятильника при питании колонны «холодной» смесью при температурах ниже температуры кипения и кипящей жидкостью соответственно.

Затраты теплоты в кипятильнике Q_k можно определить из теплового баланса колонны на рисунке 3.17.

$$Q_k + L_1 c_1 t' - Q_{\Pi} - Q_{\text{конд}} - D c_2 t_2 - L_0 c_0 t_0 = 0.$$

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

$$Q_k = Q_{\text{конд}} + Q_{\text{п}} + L_1 c_1 (t_1 - t'). \quad (3.12)$$

Так как $Q_{\text{конд}} = D(R + 1)r$, то с учетом (3.2) для $Q_{\text{п}}$ имеем:

$$Q_k = D(R + 1)r + L_1 c_1 (t' - t_x) + L_1 c_1 (t_1 - t');$$

$$Q_k = D(R + 1)r + L_1 c_1 (t_1 - t_x). \quad (3.13)$$

Формула (3.13) аналогична полученной ранее обобщенной формуле (1.117).

Согласно (3.13) 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 (3.13) при заданной температуре исходной смеси t_x всегда одно и то же.

Поскольку флегмовое число R для схемы *в* на рисунке 3.16 минимально (см. рис. 3.19), 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 с помощью программного обеспечения HYSYS 3.2. В таблице 3.6 приведены результаты расчета при разделении 0,01 кмоль/с бинарной смеси «бензол — толуол» эквимольного состава с получением продуктов разделения 98 мол. % чистоты.

Из таблицы 3.6 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 отли-

чие 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 секциях укрепляющей колонны — ведь часть его идет на нагревание исходной смеси, а до места нагрева «работает» больший паровой поток, чем в традиционном варианте.

Таблица 3.6

Затраты теплоты и внутреннее энергосбережение в колонне

Величина	Схема <i>а</i>	Схема <i>б</i>	Схема <i>в</i>	Схема <i>г</i>
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 кипятильнике $Q_{\text{к}}$, 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. Без-

условная 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 хотя 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.

3.3.2. Внутреннее энергосбережение при ректификации трехкомпонентных смесей

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. 3.20).

В варианте *а* смесь трех компонентов A , B , C (компоненты указаны в порядке возрастания их температур кипения) разделяется в первой колонне на дистиллят (компонент A требуемой чистоты) и кубовый остаток, содержащий преимущественно компоненты B и C (рис. 3.20*а*). Эту бинарную смесь разделяют во второй колонне на B (дистиллят) и C (кубовый остаток). Кипящая кубовая жидкость из первой колонны во вторую подается *насосом*.

В варианте *б* дистиллятом первой колонны является концентрированная смесь двух компонентов $(A + B)$, а кубовый остаток содержит преимущественно

компонент C (рис. 3.20б). Бинарная смесь $A + B$ *самотеком* направляется во вторую колонну, где разделяется на A и B .

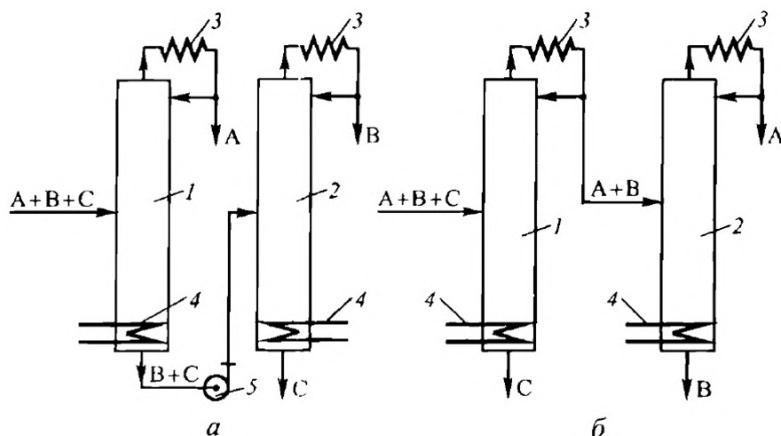


Рис. 3.20

Схемы разделения трехкомпонентной смеси:

a — кубовый остаток — бинарная смесь; $б$ — дистиллят — бинарная смесь; 1, 2 — колонны; 3 — конденсатор; 4 — кипятильник; 5 — насос.

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 a . Однако (и это более важно) вариант $б$ характеризуется повышенным расходом флегмы (здесь это смесь $A + B$) по сравнению с a , где расход флегмы определяется возвратом на орошение лишь одного компонента A . Поэтому для варианта $б$ характерны более высокие расходы теплоносителей и увеличенные теплообменные поверхности кипятильника и конденсатора. Можно предположить, что вариант $б$ по энергетическим затратам станет равноценным a , 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 получим на основе теории внутреннего энергосбережения.

Среднее энергосбережение установки при разделении трехкомпонентных смесей по схеме a на рисунке 3.20 можно рассчитать с учетом энергосбе-

режения в колоннах Эн_1 (в колонне 1) и Эн_2 (в колонне 2) и величин паровых потоков V_1 и V_2 в колоннах по формуле

$$\text{Эн} = \text{Эн}_1 \frac{V_1}{V_1 + V_2} + \text{Эн}_2 \frac{V_2}{V_1 + V_2}, \quad (3.14)$$

где V_1 — поток пара в первой колонне, кмоль/с; V_2 — поток пара во второй 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 первой и второй 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 формула (3.14) остается неизменной. Естественно, что значения величин Эн_1 и Эн_2 отличаются в вариантах *а* и *б* и рассчитываются по формуле (2.14) или (2.16), если в исходной смеси присутствует пар с долей ψ .

Взаимосвязь затрат теплоты в кипятильнике и внутреннего энергосбережения в колоннах при ректификации **тройных смесей** найдем сначала для эквимолярной смеси «бензол — толуол — о-ксилол» (Б + Т + К). Расчеты затрат теплоты выполнены [65] с использованием программного обеспечения Aspen Plus при разделении 100 кмоль/ч в двух колоннах по вариантам схем, представленных на рисунке 3.20. Концентрация целевого компонента во всех продуктовых потоках задавалась одной и той же и составляла 90, 95 и 98 мол. %.

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 3.7.

Из таблицы 3.7 видно, что с увеличением чистоты получаемых продуктов (90, 95 и 98%) суммарные затраты теплоты закономерно возрастают в обоих вариантах схем 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*.

**Результаты расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения в колоннах
и системе колонн при разделении смеси «бензол (33 мол. %) —
толуол (33 мол. %) — о-ксилол (34 мол. %)» в количестве 100 кмоль/ч**

Вариант схемы	№ колонны	Число тарелок в укрепляющей части колонны, n_y	Число тарелок в отгонной части колонны, n_o	Флегмовое число R	Энергосбережение в колоннах	Среднее энергосбережение в двух колоннах $\bar{Эн}$	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	
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	
b	1	7	8	0,72	0,729	0,770	1094	1767
	2	13	22	1,21	0,831		673	
Чистота продуктов 98%								
a	1	15	10	1,94	0,796	0,805	880	1690
	2	17	18	1,63	0,815		810	
b	1	13	10	0,84	0,693	0,729	1157	1847
	2	18	17	1,37	0,783		690	

Прежде всего это объясняется большим флегмовым числом в первой колонне по схеме *a* (1,30 против 0,73 по схеме *б* при получении продуктов разделения 90%-ной чистоты; 1,58 против 0,72 — при 95%-ной чистоте и 1,94 против 0,84 — при чистоте продуктов на уровне 98%). При больших значениях флегмо-

вого числа внутреннее энергосбережение (другими словами, степень использования парового потока) увеличивается. Именно это определяет затраты теплоты. Еще раз следует отметить, что рабочее флегмовое число всегда должно быть близким к минимальному на основе технико-экономического расчета.

Таким образом, процесс разделения жидких трехкомпонентных 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).

Анализу 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, 12–13, 66], так и в отечественной научной литературе [5, 25–29, 41–47]. Выбор оптимальной технологической схемы ректификации многокомпонентных смесей чаще всего базировался [67–69] на эвристических правилах. Как отмечено в работе [68], «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 [67] 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 [67] 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 *a* или *b* (рис. 3.20). Как неоднократно отмечалось ранее, по схеме *a* (первое заданное разделение) в первой колонне в виде дистиллята выделяется наиболее низкокипящий компонент (НКК), а два других — во второй. По схеме *b* (второе заданное разделение) в первой колонне в качестве кубового продукта

выделяется наиболее высококипящий компонент (ВКК), 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) — изо-пропилбензол (ИПБ) — 12,1; Б — Т — этилбензол (ЭБ) — 18,0; Б — ЭБ — ИПБ — 21,8 и Т — ЭБ — ИПБ — 25%.

На основе анализа фазового равновесия смеси и внутреннего энергосбережения в ректификационных колоннах приведем научное обоснование существования **областей оптимальности схем *a* и *б*** при разделении трехкомпонентных смесей. Затраты теплоты при разделении жидких смесей могут быть оценены минимальным удельным паровым потоком [13, 67] или, точнее, с учетом теплоты парообразования — минимальными удельными затратами теплоты (на разделение 1 кмоль/с исходной смеси) [70]:

$$q_k^{\min} = \frac{Q_k^{\min}}{L_1} = \frac{D}{L_1} (R_{\min} + 1)r, \quad (3.15)$$

где Q_k^{\min} — затраты теплоты в кипятильнике.

Из формулы (3.15) видно, что минимальные удельные затраты теплоты зависят только от флегмового числа и доли отбираемого верхнего продукта. Заметим, что формула (3.15) 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 единице,

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, 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, так же как и в случае разделения бинарных смесей, зависят и 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 *a*) требуется значительно большее минимальное (и рабочее) флегмовое число, чем при получении в дистилляте бензола и толуола по схеме *б* (см. табл. 3.7).

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 *a* и *б* выполнен по методу [37], 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 (3.15). Так, при разделении по схеме *a* 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, со-

гласно выражению (3.15), оценивается величиной минимального удельного парового потока, равной $0,333(2,01 + 1) = 1,002$.

При разделении той же исходной трехкомпонентной смеси в первой колонне по схеме *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 $0,667(0,867 + 1) = 1,245$. А следовательно, и затраты теплоты по этой схеме разделения будут больше. Этот тривиальный вывод общеизвестен. 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* [67], 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 таблице 3.8 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.

**Минимальные флегмовые числа и удельные потоки пара
в колоннах схем *a* и *б* при разных составах исходной смеси**

Содержание компонентов в исходной смеси, мол. %			Минимальное флегмовое число		Минимальный удельный паровой поток	
Б	Т	К	Схема <i>a</i>	Схема <i>б</i>	Схема <i>a</i>	Схема <i>б</i>
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 3.8 также видно, что с уменьшением концентраций летучих (НКК) компонентов в исходной смеси преимущество схемы *a* 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 *a*. Если учесть, что в этом случае **затраты теплоты во второй колонне схемы *б* существенно меньше**, чем во второй колонне схемы *a*, из-за меньшего потока питания, поступающего во вторую колонну, то суммарные затраты теплоты по схеме *б* будут меньше, чем по схеме *a*. В таблице 3.9 видно, что тепловые затраты во второй колонне схемы *б* всего 43,8 кВт по сравнению с 246,3 кВт в схеме *a*.

Теоретическое обоснование существования областей оптимальности схем *a* и *б* разделения трехкомпонентных смесей возможно путем сравнения суммарных (в двух колоннах) удельных затрат теплоты, определяемых в соответствии с формулой (3.15).

При разделении по схеме *a* 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, то есть $D_i/L_1 = x_1^i$, где индекс $i = \text{Б}$ (бензол), Т (толуол) и К (о-ксилол), получаем

$$q_{\Sigma}^a = x_1^{\text{Б}}(R_1^a + 1)r_{\text{Б}} + x_1^{\text{Т}}(R_2^a + 1)r_{\text{Т}}. \quad (3.16)$$

Аналогично можно получить выражение для суммарных удельных затрат теплоты в кипятильниках обеих колонн по схеме \bar{b} :

$$q_{\Sigma}^{\bar{b}} = (x_1^{\text{Б}} + x_1^{\text{Т}})(R_1^{\bar{b}} + 1)r_{\text{БТ}} + x_1^{\text{Б}}(R_2^{\bar{b}} + 1)r_{\text{Б}}. \quad (3.17)$$

Граница раздела областей оптимальности для схем a и \bar{b} соответствует равенству выражений (3.16) и (3.17). 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 (3.16) для схемы a и (3.17) для схемы \bar{b} подтверждает наличие областей оптимальности схем a и \bar{b} .

При разделении эквимольной смеси Б — Т — К при найденных выше минимальных удельных паровых потоках в первых колоннах, значениях $R_2^a = R_2^{\bar{b}} = 1,35$ при разделении эквимольных бинарных смесей во вторых колоннах обеих схем и мольных теплотах парообразования $r_{\text{Б}} = 30\,700$ кДж/кмоль, $r_{\text{Т}} = 33\,400$ кДж/кмоль, $r_{\text{БТ}} = 31\,000$ кДж/кмоль получаем

$$q_{\Sigma}^a = 0,333(2,01 + 1)30\,700 + 0,333(1,35 + 1)33\,400 = 56\,900 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^a = 618 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}},$$

$$\begin{aligned} q_{\Sigma}^{\bar{b}} &= (0,333 + 0,333)(0,867 + 1)31\,000 + 0,333(1,35 + 1)30\,700 = \\ &= 38\,500 + 24\,000 = 62\,500 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} \end{aligned}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^{\bar{b}} = 679 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Схема *a* в этом случае менее затратная ($618 < 679$).

При разделении смеси Б — Т — К исходного состава $x_1^Б = 0,05$ мол. доли, $x_1^Т = 0,05$ мол. доли и $x_1^K = 0,90$ мол. доли суммарные минимальные удельные затраты теплоты по схеме *a* равны

$$q_{\Sigma}^a = 0,05(14,1 + 1)30\,700 + 0,05(10 + 1)33\,400 = 23\,200 + 18\,400 =$$

$$= 41\,600 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

или $q_{\Sigma}^a = 400 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$.

И по схеме *б*

$$q_{\Sigma}^б = (0,05 + 0,05)(6,84 + 1)31\,000 + 0,05(1,35 + 1)30\,700 =$$

$$= 24\,300 + 3600 = 27\,900 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

или $q_{\Sigma}^б = 286 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$.

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: эквимольный (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. доли соответственно.

Результаты компьютерного расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения в отдельных колоннах и системах из двух колонн представлены в таблице 3.9.

Таблица 3.9

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: $x_1^B = 0,333, x_1^T = 0,333, x_1^K = 0,334$												
Содержание целевого компонента	К	Т	Б	К	Т	Б	К	Т	Б	К	Т	Б
	0,981	0,00	0,000	0,000	0,978	0,980	0,000	0,020	0,980	0,980	0,981	0,000
Флегмовое число, R	1,64			1,35			0,56			1,35		
Число тарелок	30			30			30			30		
Тарелка питания	13			14			13			15		
Энергосбережение, Эн	0,837			0,803			0,725			0,787		
Среднее Эн в двух колоннах	0,820						0,746					
Затраты теплоты, кВт	313,0			292,6			505,1			265,6		
Суммарные затраты теплоты, кВт	605,6						770,7					
Исходная смесь: $x_1^B = 0,05, x_1^T = 0,05, x_1^K = 0,90$												
Содержание целевого компонента	0,999	0,001	0,000	0,000	0,988	0,98	0,0008	0,012	0,988	0,988	0,987	0,000
Флегмовое число, R	5,86			13,95			5,0			1,8		
Число тарелок	30			30			30			28		
Тарелка питания	15			15			12			14		
Энергосбережение, Эн	0,927			0,966			0,934			0,822		

Характеристики	Схема <i>а</i>		Схема <i>б</i>	
	Колонна 1	Колонна 2	Колонна 1	Колонна 2
Среднее Эн в двух колоннах	0,952		0,915	
Затраты теплоты, кВт	121,3	246,3	208,5	43,8
Суммарные затраты теплоты, кВт	367,6		252,3	

Из результатов, приведенных в таблице 3.9, следует, что при разделении эквимольной исходной смеси с получением продуктовых потоков 98 мол. % чистоты суммарные затраты теплоты для разделения, осуществляемого по схеме *a* (**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 *a* (**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 (2.14). 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 мол. доли о-ксилола (см. нижнюю половину табл. 3.9). Здесь флегмовые числа значительно больше (за исключением колонны 2 схемы *б*), чем при разделении эквимольной 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 *a* и в 3 раза в схеме *б*) даже при получении продуктов разделения более высокой чистоты (на уровне 0,998 мол. доли вместо 0,980 при разделении эквимольной исходной смеси). Выделенные полужирным шрифтом в таблице 3.9 внутренние энергосбережения в первых колоннах схем *a* (**0,927**) и *б* (**0,934**) объясняют причину меньших затрат теплоты в схеме *б*. И, конечно, для разделения небольшого потока смеси Б — Т во второй колонне схемы *б* необходимы малые затраты теплоты (всего **43,8** кВт).

Анализ затрат теплоты в кипятильниках ректификационных колонн схем *a* 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 энергетиче-

ски менее затратной становится схема б. Меньшие затраты теплоты всегда обеспечиваются повышенным внутренним энергосбережением в колоннах.

3.3.3. Выбор схемы разделения многокомпонентных смесей с наименьшими затратами согласно теории внутреннего энергосбережения

Для непрерывного разделения **четырёхкомпонентной** смеси ($A + B + C + D$) ректификационная установка должна состоять уже из *трех* колонн. Так, например, в первой колонне в виде дистиллята получают практически чистый компонент A , во второй (разделяющей кубовый остаток первой колонны $B + C + D$) — компонент B необходимой чистоты. В третьей (в данном случае **последней**) колонне получают **два компонента** C и D . Возможны и другие варианты (пример — на рис. 3.21), когда во второй колонне в виде дистиллята получают смесь $B + C$. Ее разделяют в третьей колонне на компоненты B и C требуемой чистоты.

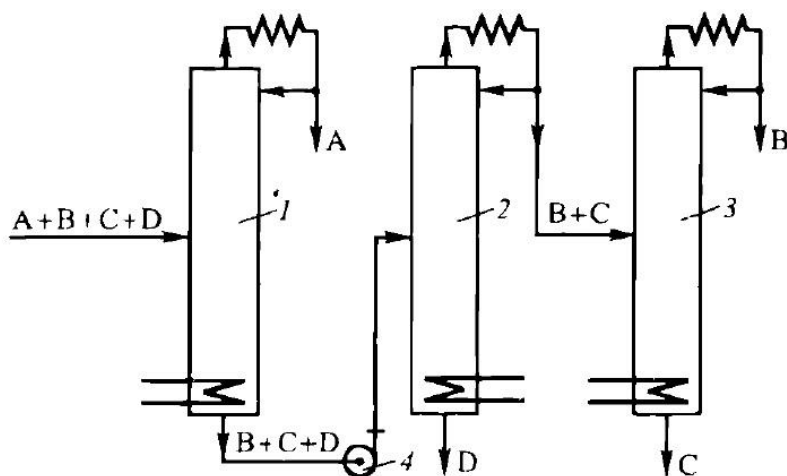


Рис. 3.21

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 уста-

новка 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 [2, 5, 25–27].

3.3.3.1. Газофракционирующие установки

На современных нефте- и газоперерабатывающих заводах, располагающих комплексом разнообразных процессов, потоки углеводородных газов с разных установок, после их очистки и осушки направляются на газофракционирование [71–73]. Процесс разделения смеси газов, как уже отмечалось, происходит на газофракционирующих установках, и каждый из выходных потоков имеет свое назначение.

Разделение газов на компоненты представляет собой весьма трудную задачу, поэтому ректификационные колонны, используемые для разделения газов, содержат большое число тарелок и чаще всего работают под высоким давлением [73]. Поскольку процесс ректификации является достаточно энергоемким, постоянно предлагаются новые способы энергосбережения для разделения жидких и газовых смесей [6–13]. Как правило, это внешнее энергосбережение, для получения которого используют теплоту уходящих потоков, применяют тепловые насосы различных видов и пр. (см. п. 3.1).

Однако выбор оптимальной схемы разделения многокомпонентных смесей методом ректификации может быть выполнен только при учете внутреннего энергосбережения в колоннах.

Было проведено сравнение [64] затрат теплоты и внутреннего энергосбережения в колоннах для нескольких схем ректификационных установок (рис. 3.22) при газофракционировании смеси легких углеводородов следующего состава: пропан — 33,8, изобутан — 35,6, н-бутан — 15,3, изопентан — 15,3 (мол. %).

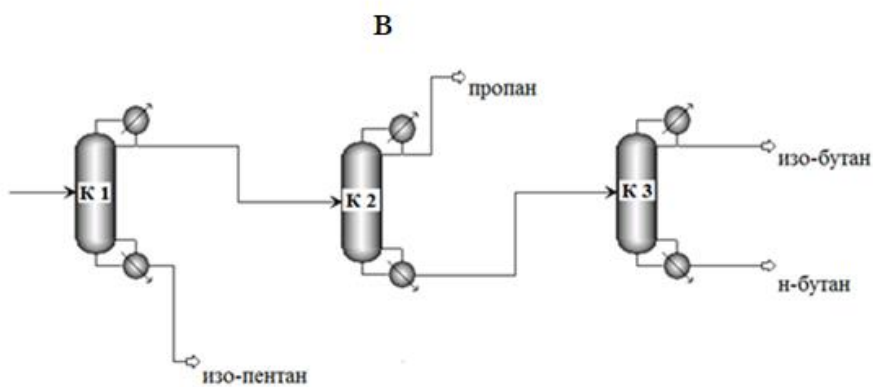
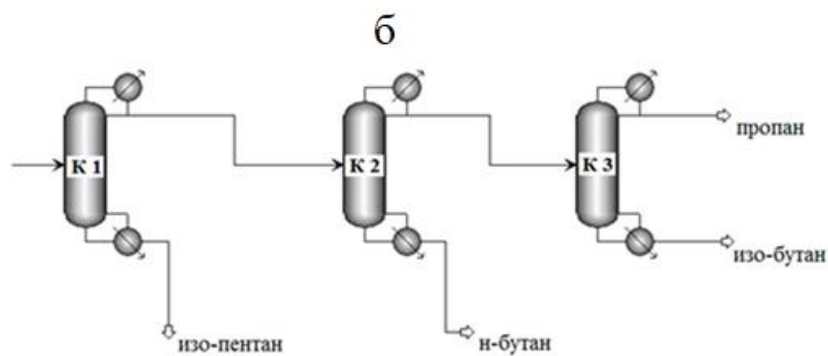
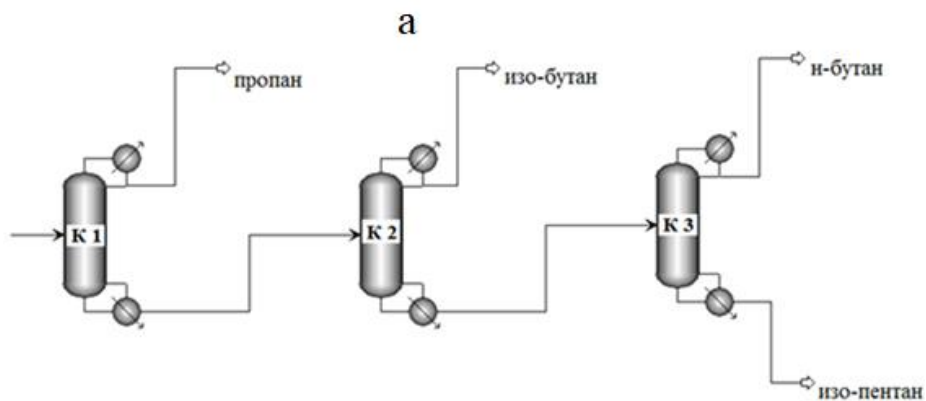


Рис. 3.22

Варианты схем разделения ШФЛУ

Расчет проводился в программном комплексе Aspen Plus на основе трех методов описания уравнения состояния (NRTL, Пенга — Робинсона, Чао — Сидера). Свойства компонентов разделяемой смеси приведены в таблице 3.10.

Таблица 3.10

Некоторые свойства низкокипящих фракций

Соединение	Брутто-формула	$T_{\text{кип}}$ (°C) при давлении			
		1 атм	5 атм	10 атм	20 атм
пропан	C_3H_8	–42,1	1,4	26,9	58,1
изобутан	C_4H_{10}	–11,7	39	69,3	108,7
н-бутан	C_4H_{10}	–0,5	50	79,5	116
изопентан	C_5H_{12}	27,8	82,8	114,5	154

Согласно схеме 1 (рис. 3.22а) широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ) поступает в систему ректификационных колонн при температуре кипения и под давлением 10 атм. Предполагается последовательный отбор в виде дистиллята легких компонентов четырехкомпонентной смеси, а именно: в колонне К1 в виде дистиллята отбирается пропан, во второй (К2) — изобутан, в третьей (К3) разделяются н-бутан и изопентан.

По схеме 2 (рис. 3.22б) ШФЛУ подается в систему ректификационных колонн, где поочередно отводятся компоненты с самой высокой температурой кипения: из куба первой колонны К1 — изопентан, из куба второй колонны К2 — н-бутан, а затем в колонне К3 разделяется бинарная смесь пропана и изобутана.

В схеме 3 (рис. 3.22в) ШФЛУ подается в колонну К1, в которой из куба отводится самый тяжелый компонент — изопентан, во второй колонне К2 в качестве дистиллята отбирается самый легкий компонент — пропан, а затем в третьей колонне К3 разделяются н-бутан и изобутан.

Схема 3 наиболее близка к производственной, которая используется ЗАО «ЦТК-Евро» в газоперерабатывающей отрасли [74].

Расчет описанных выше схем включал в себя определение оптимального режима работы колонн, а именно: числа теоретических тарелок в колонне и флегмового числа, необходимого для достижения чистоты каждого продукта, равной 0,999. Также были проанализированы затраты теплоты на разделение смеси и рассчитано внутреннее энергосбережение в каждой колонне системы.

Внутреннее энергосбережение в системах ректификационных колонн при разделении четырехкомпонентных смесей в 3 колоннах рассчитывается по следующей формуле:

$$\text{Эн} = \text{Эн}_1 \frac{V_1}{V_1 + V_2 + V_3} + \text{Эн}_2 \frac{V_2}{V_1 + V_2 + V_3} + \text{Эн}_3 \frac{V_3}{V_1 + V_2 + V_3}.$$

Ранее (пп. 3.3.2) было показано, что с увеличением внутреннего энергосбережения суммарные затраты теплоты уменьшаются как при разделении бинарных смесей в одной колонне, так и при разделении тройных смесей в двух колоннах.

Соответственно, можно убедиться в этом и в случае разделения четырехкомпонентных смесей.

Полученные результаты (табл. 3.11) подтверждают теоретическое обоснование влияния внутреннего энергосбережения: чем больше суммарное внутреннее энергосбережение в системе ректификационных колонн, тем меньше затраты на разделение четырехкомпонентной смеси. Наиболее оптимальной схемой является схема 1. Схема 3, близкая к производственной, несколько хуже по затратам теплоты. Если учесть, что на производстве есть возможность использования теплоты уходящего парового потока из одной колонны в качестве греющего пара в кипятильнике другой, то ее применение может быть оправдано.

Существенную разницу в затратах теплоты в каждой из рассмотренных схем можно объяснить различием модельных представлений о равновесии в многокомпонентных системах и несовершенством компьютерных программ.

Таблица результатов расчетов

№ схемы	метод NRTL		метод Пенга — Робинсона		метод Чао — Сидера	
	Суммарные затраты теплоты ΣQ , кВт	Среднее Эн в колон- нах установк	Суммарные затраты теплоты ΣQ , кВт	Среднее Эн в колон- нах установк	Суммарные затраты теплоты ΣQ , кВт	Среднее Эн в колон- нах установк
схема 1	1624	0,874	2293	0,909	2195	0,904
схема 2	2372	0,81	3320	0,838	3263	0,849
схема 3	2072	0,816	2625	0,872	2594	0,865

3.3.3.2. О необходимости увеличения флегмы в сложных колоннах разделения нефти

Масштабы мировой переработки нефти с получением разных фракций приведены в главе 2. Поэтому даже небольшие проценты (более того, доли процентов) снижения затрат теплоты на ректификацию дают огромную экономическую выгоду.

Первым этапом переработки нефти (после обезвоживания и обессоливания) является разделение на различных установках: в блоке атмосферной перегонки, на атмосферно-вакуумной трубчатке (АВТ) и др. На рисунке 3.23 представлена схема атмосферного блока установки АВТ. В колонне К-1 отбирается бензиновая фракция и жирный газ. Сложная колонна К-2 с дополнительными колоннами К-3–К-5 предназначена для получения фракции требуемых составов (точнее, интервала температур кипения компонентов). Эти колонны называются отпарными или стриппинг-секциями.

На рисунке 3.24 представлен фрагмент сложной колонны с одной из отпарных секций К-3, К-4 и К-5. Из сложной колонны К-2 отводится часть жидкости $L_{фр}$ в отпарную колонну.

ство. Легкая часть фракции вместе с водяными парами возвращаются в основную колонну выше точек отбора боковых погонов.

При отводе из сложной колонны части жидкости (флегмы) уменьшается флегмовое число на нижележащих тарелках. Это ухудшает не только сам процесс ректификации, но и увеличивает затраты теплоты на процесс разделения согласно теории внутреннего энергосбережения. Для выравнивания парового потока и флегмы по высоте сложной колонны организовано промежуточное циркуляционное орошение (ЦО) в месте отвода жидкости в отпарную колонну. Поток промежуточного циркуляционного орошения $L_{ЦО}$ при температуре $t_{Ц1}$ охлаждается в теплообменнике потоком нефти до температуры $t_{Ц2}$ и возвращается в основную колонну. При этом нефть нагревается с $t_{Н1}$ до $t_{Н2}$ (рис. 3.24). Возврат охлажденного потока промежуточного ЦО в основную колонну вызывает частичную конденсацию парового потока. Этот образовавшийся конденсат присоединяется к потоку флегмы (стрелки на штриховой линии на рис. 3.24) и тем самым компенсирует частичный отвод жидкости из основной колонны К-2.

Рассмотренное здесь промежуточное циркуляционное орошение идентично способу снижения затрат теплоты при подаче в колонну исходной смеси без предварительного нагрева в теплообменнике (подробно изложено в пп. 3.3.1). Применяемое технологами-нефтяниками промежуточное ЦО полностью согласуется с теорией внутреннего энергосбережения в процессах ректификации.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Приведены все варианты проектных расчетов ректификации бинарных и многокомпонентных смесей, базирующихся на коэффициенте распределения компонентов в паровой и жидкой фазах. Особое внимание уделено расчетам затрат теплоты в кипятильнике при различных энергетических уровнях исходной смеси, подаваемой в колонну.

Анализ затрат теплоты при различных вариантах организации процесса ректификации показал, что с увеличением флегмового числа процесс тепломассообмена между паровой и жидкой фазами становится более полным. Ведь конденсация пара на тарелках ректификационной колонны возможна лишь при наличии встречного потока флегмы. В ее отсутствие пар не может конденсироваться, поскольку нет приемника выделяющейся при конденсации пара теплоты. Режим работы ректификационной колонны всегда должен быть близким к режиму с минимальной флегмой.

На основе теории внутреннего энергосбережения в ректификации доказано, что суммарные затраты теплоты в процессе разделения жидких смесей снижаются при подаче их в колонну без предварительного нагрева.

Теория внутреннего энергосбережения объяснила эвристически найденные оптимальные схемы разделения, нашла ошибочные направления поиска и, наоборот, помогла найти правильные методы разработки оптимальных схем ректификационных установок. Например, при сравнении всех способов энергосбережения на ректификационных установках доказана нецелесообразность распределенного отвода и подвода теплоты по высоте колонны, предлагаемых теорией обратимой ректификации.

На примере ректификации трехкомпонентных смесей выработано правило выбора схемы разделения многокомпонентных смесей с минимальными затратами теплоты:

— в первой колонне схемы должно быть наибольшее внутреннее энергосбережение при правильном расчете флегмового числа и числа тарелок в обеих секциях колонны;

— при равенстве внутреннего энергосбережения в первых колоннах рассматриваемых схем дальнейший выбор — по внутреннему энергосбережению и затратам теплоты в следующих колоннах.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс : учебник : в 2 кн. / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов [и др.] ; под ред. В. Г. Айнштейна. — СПб. : Лань, 2023. — 1792 с.
2. Комиссаров, Ю. А. Научные основы процессов ректификации : учебное пособие для вузов / Ю. А. Комиссаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Вент ; под ред. Л. А. Серафимова. — М. : Химия, 2004. — 416 с.
3. *Benedict, M.* Multistage separation processes // *Chem. Eng. Progress.* — 1947. — Vol. 43, № 2. — P. 41–45.
4. *Fonyo, Z.* Thermodynamic analysis of rectification. Reversible model of rectification // *Inter. Chem. Eng.* — 1974. — Vol. 14, № 1. — P.18–27.
5. Платонов, В. М. Разделение многокомпонентных смесей / В. М. Платонов, Б. Г. Берго. — М. : Химия, 1965. — 368 с.
6. Controllability analysis of thermodynamically equivalent thermally coupled arrangements for quaternary distillations / J. R. Alcantara-Avila, J. Cabrera-Ruiz, J. G. Segovia-Hernandez [et al.] // *Chemical engineering research and design.* — 2008. — Vol. 86, № 1. — P. 23–37.
7. *Wakabayashi, T.* Design and commercial operation of a discretely heat-integrated distillation column / T. Wakabayashi, A. Ferrari, S. Hasebe // *Chem. Eng. Res. Des.* — 2019. — Vol. 147. — P. 214–221.
8. *Soave, G.* Saving energy in distillation towers by feed splitting / G. Soave, J. A. Feliu // *Applied Thermal Engineering.* — 2002. — Vol. 22, № 8. — P. 889–896.
9. Энергосбережение в ректификации с использованием комплексов со связанными потоками / Е. А. Анохина, А. В. Тимошенко, Д. Г. Рудаков [и др.] // *Вестник МИТХТ.* — 2011. — Т. 6, № 4. — С. 28–39.
10. Тимошенко, А. В. Энергосберегающая ректификация многокомпонентных смесей в сложных колоннах с боковыми отборами / А. В. Тимошенко, Е. А. Анохина // *Химическая промышленность.* — 2002. — № 5. — С. 3–6.

11. *Балунов, А. И.* Оценка предельных возможностей процесса ректификации непрерывных смесей с учетом необратимости тепломассопереноса / А. И. Балунов, А. М. Цирлин // Инженерно-физический журнал. — 2020. — Т. 93, № 2. — С. 274–282.
12. Internally heat-integrated distillation columns : a review / M. NaKaiwa, K. Huang, A. Endo [et al.] // Chem. Eng. Res. Design. — 2003. — Vol. 81, № 1. — P. 162–177.
13. *Halvorsen, I. J* Energy efficient distillation / I. J. Halvorsen, S. Skogestad // Journal of Natural Gas Science and Engineering. — 2011. — Vol. 3, № 4. — P. 571–580.
14. Патент № 2393904 Российская Федерация. Ректификационная установка / Г. И. Ефремов, И. А. Александров, Л. В. Плотникова, Г. В. Галибина // Бюллетень изобретений. — 2010. — № 19.
15. *Koeijer, G.* Distribution of heat exchange in optimum diabatic distillation columns / G. Koeijer, A. Rosjorde, S. Kjelstrup // Energy. — 2004. — Vol. 29, № 12–15. — P. 2425–2440.
16. *Shamsuzzoha, M.* Design and Analysis of Divided Wall Column / M. Shamsuzzoha, H. Seki, M. Lee // Proceeding of the 6th International conference on Process Systems Engineering (PSE ASIA). — 2013. — P. 25.
17. *Kim, Y. H.* Design and control of energy-efficient distillation columns // Korea J. Chem. Eng. — 2016. — Vol. 33. — P. 2513–2521.
18. *Petlyuk, F. B.* Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units. — New York : CUP, 2004. — 362 p.
19. Heat-integrated azeotropic distillation and extractive distillation for separating heterogeneous ternary azeotrope of diisopropyl ether/isopropyl alcohol/water / J. Qi, J. Tang, Q. Zhang [et al.] // Industrial & Engineering Chemistry Research. — 2019. — Vol. 58, № 45. — P. 20734–20745.
20. *Sun, L.* Research on configuration of the thermally integrated distillation columns (TiDC) / L. Sun, J. Li, X. Liu // Advanced Research on Electronic Commerce. — 2011. — Vol. 143. — P. 335–339.

21. On controllability of four-product dividing wall columns / G. Lukac, I. J. Halvorsen, Z. Olujic, I. Dejanovic // CET. — 2018. — Vol. 69. — P. 259–264.
22. Thermodynamic efficiency enhancement of pressure-swing distillation process via heat integration and heat pump technology / X. Li, X. Geng, P. Cui [et al.] // Applied Thermal Engineering. — 2019. — Vol. 154. — P. 519–529.
23. Гельперин, Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. — М. : Химия, 1981. — 812 с.
24. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А. И. Скобло, Ю. К. Молоканов, А. И. Владимиров, В. А. Щелкунов. — М. : Издат. центр РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2012. — 726 с.
25. Фролкова, А. К. Разделение азеотропных смесей. Физико-химические основы и технологические приемы : монография. — М. : Гуманит. издат. центр «ВЛАДОС», 2010. — 192 с.
26. Петлюк, Ф. Б. Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет / Ф. Б. Петлюк, Л. А. Серафимов. — М. : Химия, 1993. — 393 с.
27. Технология основного органического синтеза. Совмещенные процессы / Л. А. Серафимов, В. С. Тимофеев, Ю. А. Писаренко, А. В. Солохин. — М. : Химия, 1993. — 420 с.
28. Захаров, М. К. Энергосберегающая ректификация : учебное пособие. — СПб. : Лань, 2022. — 252 с.
29. Захаров, М. К. Сравнение способов энергосбережения, базирующихся на различных теориях: обратимой ректификации и внутреннего энергосбережения в колоннах // ТОХТ. — 2022. — Т. 56, № 6. — С. 760–768.
30. Савченко, В. И. Метод расчета минимального флегмового числа в процессах ректификации многокомпонентных смесей / В. И. Савченко, Н. И. Гельперин // Теоретические основы химической технологии. — 1973. — Т. 7, № 2. — С. 160–169.
31. Серафимов, Л. А. Особые случаи определения минимального флегмового числа при ректификации бинарных смесей / Л. А. Серафимов, Т. В. Челюскина, П. О. Мавлеткулова // ТОХТ. — 2013. — Т. 47, № 3. — С. 286–293.

32. Gilliland, S. R. Degress of freedom of a rectification column / S. R. Gilliland, C. F. Reed // 2nd Eng. Chem. — 1942. — Vol. 34, № 5. — P.551–557.

33. Бенедек, П. Научные основы химической технологии / П. Бенедек, А. Ласло / пер. с нем. под ред. П. Г. Романкова, М. И. Курочкиной. — Л. : Химия, 1970. — 367 с.

34. Kwaak, M. Specification of Design Variables // Equilibrium State separation operations in Chemical Engineering. — New York : John Wiley & Sons, 1956. — P. 239–269.

35. Серафимов, Л. А. Вариантность термодинамических систем // Ученые записки МИТХТ. — М. : МИТХТ, 1999. — Вып. 1. — С. 2–13.

36. Фролкова, А. К. К определению числа степеней свободы химикотехнологических объектов (на примере ректификационной колонны) / А. К. Фролкова, Л. А. Хахин // Химическая технология. — 2009. — Т. 10, № 4. — С. 237–245.

37. Львов, С. В. Некоторые вопросы ректификации бинарных и многокомпонентных смесей. — М. : Изд-во АН СССР, 1960. — 163 с.

38. Lewis, W. K. Principles of Gas Absorption / W. K. Lewis, W. G. Whitman // Ind. Eng. Chem. — 1924. — Vol. 16, № 12. — P. 1215–1220.

39. Рамм, В. М. Абсорбция газов. — М. : Химия, 1976. — 656 с.

40. Боярчук, П. Г. Влияние глубины барботажного слоя на эффективность колпачковой ректификационной тарелки / П. Г. Боярчук, Ю. Е. Гольберг, Л. А. Серафимов // Химия и технология топлив и масел. — 1968. — № 5. — С. 41–44.

41. Тепло- и массообмен в процессе ректификации / В. А. Малюсов, В. А. Лотхов, Е. В. Бычков, Н. М. Жаворонков // Теоретические основы химической технологии. — 1975. — Т. 9, № 1. — С. 3–10.

42. Зельвенский, Я. Д. Определение вклада диффузионного и термического потоков при ректификации в трубах с орошаемыми стенками / Я. Д. Зельвенский, С. А. Малинов, В. А. Шалыгин // Теоретические основы химической технологии. — 1976. — Т. 10, № 2. — С. 184–189.

43. *Зельвенский, Я. Д.* О влиянии нагрузки на величину термических эффектов при адиабатической ректификации в трубке с орошаемой стенкой / Я. Д. Зельвенский, С. А. Малинов, В. А. Шалыгин // Теоретические основы химической технологии. — 1979. — Т. 13, № 1. — С. 98–99.

44. *Касаткин, А. Г.* Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов / А. Г. Касаткин, А. Н. Плановский, О. С. Чехов. — М. : Стандартиз, 1961. — 82 с.

45. *Лотхов, В. А.* Математическое описание процесса одновременного тепло- и массообмена в ректификационной пленочной колонне / В. А. Лотхов, В. А. Малюсов, Р. А. Баклачян // Теоретические основы химической технологии. — 1982. — Т. 16, № 1. — С. 114–116.

46. *Руkenштейн, Э.* К вопросу эффекта Савистовского — Смита при ректификации смесей / Э. Руkenштейн, О. Смигельский // Журнал прикладной химии. — 1964. — Т. 37, № 7. — С. 1530–1537.

47. *Захаров, М. К.* О лимитирующих стадиях тепломассообмена на тарелках ректификационных колонн // Вестник МИТХТ. — 2014. — Т. 9, № 2. — С. 94–98.

48. *Захаров, М. К.* Гидродинамика, тепло- и массоперенос в пленочных аппаратах. — М. : МИТХТ, 2014. — 92 с.

49. *Захаров, М. К.* Анализ процесса бинарной ректификации с учетом энергосбережения // Химическая технология. — 2008. — Т. 9, № 4. — С. 177–182.

50. *Перри, Дж.* Справочник инженера-химика : в 2 т. — Л. : Химия, 1969. — Т. 2. — 504 с.

51. *Касаткин, А. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов. — М. : Химия, 1973. — 752 с.

52. *Захаров, М. К.* Способы энергосбережения при проведении энергоёмких технологических процессов // Технологии нефти и газа. — 2006. — № 1. — С. 63–72.

53. *Айнштейн, В. Г.* Оптимизация теплового насоса в процессах химической технологии / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов // Химическая промышленность. — 2001. — № 1. — С. 18–27.

54. *Fonyo, Z.* Economic applications of heat pumps in integrated distillation systems / *Z. Fonyo, P. Mizsey* // *HeatRecovSyst CHP*. — 1994. — Vol. 14. — P. 249–263.
55. *Захаров, М. К.* Энергосберегающие схемы ректификации // *Наука и технология углеводородов*. — 2002. — № 6. — С. 3–8.
56. *Янтовский, Е. И.* Промышленные тепловые насосы / *Е. И. Янтовский, Л. А. Левин*. — М. : Энергоиздат, 1989. — 128 с.
57. *Barmvell, J.* Hydrocarbon Processing / *J. Barmvell, C. P. Morris*. — 1982. — P. 117–119.
58. *Айнштейн, В. Г.* Многоколонная ректификация / *В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров* // *Химическая промышленность*. — 2001. — № 6. — С. 39–47.
59. *Захаров, М. К.* Многоколонная ректификация как способ энергосбережения при разделении зеотропных бинарных смесей / *М. К. Захаров, Е. Д. Моисеева* // *Химическая промышленность*. — 2003. — № 9. — С. 35–42.
60. *Захаров, М. К.* Взаимосвязь внешнего и внутреннего энергосбережения при ректификации бинарных смесей / *М. К. Захаров, А. А. Швец* // *Тонкие химические технологии*. — 2016. — Т. 11, № 1. — С. 40–44.
61. Сравнение распределенного подвода теплоты по высоте ректификационных колонн с традиционным / *М. К. Захаров, Г. А. Носов, Ю. А. Писаренко [и др.]* // *Теоретические основы химической технологии*. — 2017. — Т. 51, № 5. — С. 560–568.
62. *Захаров, М. К.* О целесообразности распределенного подвода теплоты в ректификационных колоннах / *М. К. Захаров, А. В. Егоров, А. А. Подметенный* // *Химическая технология*. — 2022. — Т. 23, № 3. — С. 123–130.
63. *Захаров М. К.* Сравнение способов энергосбережения при ректификации жидких смесей / *М. К. Захаров, Ю. А. Писаренко, О. И. Сычева* // *Известия высших учебных заведений. Сер. «Химия и химическая технология»*. — 2021. — Т. 64, № 1. — С. 85–92.
64. *Zakharov M. K.* Influence of internal energy saving on selection of optimum scheme of heating for mixture separation in fractionating column / *M. K. Zakh-*

аров, А. А. Boichuk // Chemical and Petroleum Engineering. — 2019. — Vol. 54. — P. 901–909.

65. *Захаров, М. К.* Выбор оптимальной схемы ректификационной установки при разделении трехкомпонентных смесей / М. К. Захаров, А. А. Швец // Химическая технология. — 2016. — Т. 17, № 6. — С. 256–262.

66. *Saxena, N.* Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation / N. Saxena, N. Mali, S. Satpute // Indian Academy of Sciences. — 2017. — Vol. 42. — P. 119–128.

67. *Корабельников, М. М.* Синтез и анализ технологических схем ректификации многокомпонентных зеотропных смесей : дис. ... канд. техн. наук. — М. : МИТХТ им. М. В. Ломоносова, 1978. — 110 с.

68. *Бувев, Д. Л.* Оптимальные схемы разделения синтетических жирных кислот C₅–C₂₀ / Д. Л. Бувев, А. В. Тимошенко // Химическая промышленность. — 2000. — № 10. — С. 24–27.

69. *Тимошенко, А. В.* Оптимальные по энергозатратам схемы ректификации смесей бензола и алкилбензолов / А. В. Тимошенко, В. С. Тимофеев, О. Д. Паткина // Химическая промышленность. — 1998. — № 4. — С. 41–44.

70. *Захаров М. К.* Процессы разделений жидких смесей и минимальный паровой поток при ректификации // Химическая технология. 2017. — Т. 18, № 4. — С. 167.

71. *Мулахметова, Л. И.* Попутный нефтяной газ: подготовка, транспортировка и переработка / Л. И. Мулахметова, Е. И. Черкасова // Вестник Казанского технологического университета. — 2016. — Т. 18, № 19. — С. 83–90.

72. Газофракционирование / Л. И. Мулахметова, Е. И. Черкасова, Р. И. Сибгатуллина [и др.] // Вестник Казанского технологического университета. — 2016. — Т. 19, № 24. — С. 49–55.

73. *Леффлер, У. Л.* Переработка нефти / пер. с англ. З. П. Свитанько. — 2-е изд., пересмотр. — М. : ЗАО «Олимп-Бизнес», 2004. — 224 с.

74. Атмосферный блок установки АВТ // 2023. — URL: <https://pronpz.ru/ustanovki/atmosfernyj-blok-avt.html#i-2>.

Михаил Константинович ЗАХАРОВ

**ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ.
ТЕОРИИ И СПОСОБЫ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ
В РЕКТИФИКАЦИИ**

УЧЕБНОЕ ПОСОБИЕ

Зав. редакцией литературы
по химии, пищевой биотехнологии
и технологии продуктов питания *Т. В. Карпенко*
Ответственный редактор *Н. А. Кривилёва*
Корректор *Т. А. Кошелева*
Выпускающий *В. А. Невара*

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. Ю. Гагарина, д. 1, лит. А.
Телефакс: (812) 336-25-09, 412-92-72.
Бесплатный звонок по России: 8-800-700-40-71



Подписано в печать 24.04.24
Бумага офсетная. Гарнитура Школьная. Формат 70х100 1/16.
Печать офсетная/цифровая. Усл. п. л. 18,53. Тираж 30 экз.

Заказ № 470-24.

Отпечатано в полном соответствии
с качеством предоставленного оригинал-макета в АО «Т8 Издательские Технологии».
109316, г. Москва, Волгоградский пр., д. 42, к. 5.

ГДЕ КУПИТЬ

ДЛЯ ОРГАНИЗАЦИЙ:

Для того, чтобы заказать необходимые Вам книги,
достаточно обратиться в любую из торговых компаний
Издательского Дома «ЛАНЬ»:

по России и зарубежью

«ЛАНЬ-ТРЕЙД»

192029, Санкт-Петербург, ул. Крупской, 13

тел.: (812) 412-85-78, 412-14-45, 412-85-82

тел./факс: (812) 412-54-93

e-mail: trade@lanbook.ru

ICQ: 446-869-967

www.lanpbl.spb.ru/price.htm

в Москве и в Московской области

«ЛАНЬ-ПРЕСС»

109263, Москва, 7-ая ул. Текстильщиков, д. 6/19

тел.: (499) 178-65-85

e-mail: lanpress@lanbook.ru

в Краснодаре и в Краснодарском крае

«ЛАНЬ-ЮГ»

350901, Краснодар, ул. Жлобы, д. 1/1

тел.: (861) 274-10-35

e-mail: lankrd98@mail.ru

ДЛЯ РОЗНИЧНЫХ ПОКУПАТЕЛЕЙ:

интернет-магазин

Издательство «Лань»: <http://www.lanbook.com>

магазин электронных книг

Global F5

<http://globalf5.com/>



**ЕСТЕСТВЕННОНАУЧНАЯ
ЛИТЕРАТУРА
ДЛЯ ВЫСШЕЙ ШКОЛЫ**

Мы издаем новые
и ставшие классическими учебники
и учебные пособия по общим
и общепрофессиональным
направлениям подготовки.

Большая часть литературы
издательства «ЛАНЬ»
рекомендована Министерством образования
и науки РФ и используется вузами
в качестве обязательной.

Мы активно сотрудничаем
с представителями высшей школы,
научно-методическими советами
Министерства образования и науки РФ,
УМО по различным направлениям
и специальностям по вопросам грифования,
рецензирования учебной литературы
и формирования перспективных планов издательства.

Наши адреса и телефоны:

РФ, 196105, Санкт-Петербург, пр. Юрия Гагарина, 1
(812) 336-25-09, 412-92-72
www.lanbook.com

ВЫСШЕЕ ОБРАЗОВАНИЕ

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Теории и способы
энергосбережения
в ректификации



М. К. Захаров



E.LANBOOK.COM