

И. А. Александров



Ректификационные и абсорбционные аппараты

Александров И. А.

Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. — 3-е изд., перераб. М.: «Химия», 1978. — 280 с., ил. — (серия «Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии»).

В книге рассмотрены основы процессов ректификации и абсорбции, технологические схемы и основы конструирования ректификационных и абсорбционных аппаратов. В 3-м издании (2-е изд. — 1971 г.) даны новые методы расчета этих процессов, в том числе на ЭВМ. Материал дополнен конкретными примерами расчета из практики нефтегазопереработки.

Книга предназначена для инженерно-технических работников предприятий и организаций химической, нефтеперерабатывающей и нефтехимической и смежных с ними отраслей промышленности, в которых используются ректификационные и абсорбционные аппараты. Она может быть полезна аспирантам и студентам химико-технологических вузов.

280 с.; 35 табл.; 103 рис.; список литературы 101 ссылка.

А — 31402-100
050(01)-78 100-78

© Издательство «Химия», 1978 г.

Содержание

Предисловие	7
Условные обозначения	8
 <i>Глава I. Общие сведения о ректификационных и абсорбционных аппаратах</i>	11
1. Сущность процессов ректификации и абсорбции	11
2. Технология процессов ректификации и абсорбции	12
3. Требования к ректификационным и абсорбционным аппаратам. Конструирование аппаратов	17
4. Расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов	23
 <i>Глава II. Технологический расчет процессов и аппаратов</i>	24
1. Назначение и основное содержание технологического расчета	24
2. Расчет ректификационных колонн для разделения бинарных смесей	30
3. Расчеты фазового состояния многокомпонентных и непрерывных смесей	58
4. Расчеты процессов испарения и конденсации многокомпонентных и непрерывных смесей	71
5. Аналитические и графические методы расчета процесса ректификации многокомпонентных и непрерывных смесей в простых колонках	81
6. Аналитические методы расчета процесса ректификации многокомпонентных смесей в сложных колонках	108
7. Эмпирические методы расчета процесса ректификации многокомпонентных и непрерывных смесей в системе колонн, связанных материальными и тепловыми потоками	117
8. Аналитические методы расчета процессов абсорбции и десорбции многокомпонентных смесей в простых и сложных колонках	135
9. Численные методы расчета процессов ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей	153
 <i>Глава III. Гидравлический расчет аппаратов</i>	171
1. Назначение и содержание гидравлического расчета ректификационных и абсорбционных аппаратов	171
2. Область устойчивой работы колонных аппаратов с различными контактными устройствами	172

3. Выбор типа и конструкции контактного устройства	174
4. Расчет тарельчатых колонн	178
5. Расчет насадочных колонн	209
6. Расчет отдельных узлов тарельчатых и насадочных колонн	219
 <i>Глава IV. Оптимальный расчет процессов и аппаратов</i>	 233
1. Общая постановка задачи оптимального расчета процессов ректификации и абсорбции	233
2. Определение оптимальных параметров процессов ректификации и абсорбции и оптимальных размеров аппаратов	235
3. Выбор оптимальной технологической схемы процессов ректификации и абсорбции многокомпонентных и непрерывных смесей	241
 <i>Глава V. Технологическое конструирование ректификационных и абсорбционных колонн</i>	 243
1. Способы отвода тепла из колонны	243
2. Способы подвода тепла в низ колонны	247
3. Контактные устройства колонн	249
4. Отдельные узлы колонн	259
<i>Литература</i>	266
<i>Предметный указатель</i>	270

Предисловие

За время, прошедшее после второго издания книги (1971 г.), наметились существенные изменения в технологическом оформлении процессов ректификации и абсорбции: все большее применение в промышленности находят сложные аппараты и системы аппаратов, связанные между собой прямыми и обратными материальными и тепловыми потоками. В проектировании процессов и аппаратов происходят также качественные изменения, обусловленные использованием методов оптимального расчета, требующих в свою очередь выполнения не поверочных, а проектных расчетов. Дальнейшее развитие получили методы расчета процессов разделения многокомпонентных смесей, в том числе и с применением ЭВМ.

В связи с этим третье издание книги существенным образом переработано и посвящено в основном технологическому расчету процессов и аппаратов, отражающему отмеченные выше тенденции развития процессов ректификации и абсорбции за прошедшие годы.

В новом издании технологические расчеты процессов ректификации и абсорбции рассмотрены на примерах, взятых из нефтегазопереработки. В частности, подробно излагаются расчеты колонн для разделения многокомпонентных углеводородных смесей и нефтяных фракций, стабилизации бензинов и газоконденсатов, первичной перегонки нефти, перегонки мазута и т. д. Изменилось также содержание иллюстративного материала.

Фактически, после переработки старого издания получилась новая книга.

При изложении материала основное внимание концентрировалось на методологии расчета и поэтому в книге рассматриваются только основы процессов ректификации и абсорбции и принципиальные вопросы технологического оформления аппаратов.

Большинство излагаемых методик проиллюстрировано примерами наиболее сложных ручных и машинных расчетов.

При работе над книгой автор учел замечания, которые были высказаны читателями по предыдущим изданиям. Весьма ценными оказались замечания доцента Марушкина Б. К., в связи с чем автор выражает ему благодарность.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- A — фактор абсорбции.
 a — удельная поверхность контакта фаз, удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.
 B — длина сливной планки, м.
 b — ширина щели, м.
 b_i — количество i -того компонента в остатке, кмоль/ч.
 D — количество дистиллята, кмоль/ч, кг/ч; диаметр колонны, м.
 $d_{отв}$ — диаметр отверстия, м.
 d_n — диаметр элемента насадки, м.
 d_i — количество i -того компонента в дистилляте, кмоль/ч.
 E_{MV} — эффективность массопередачи по пару.
 e — массовая доля отгона; относительный унос жидкости, кмоль/кмоль, кг/кг пара.
 e' — молярная доля отгона.
 F — расход сырья при ректификации, кмоль/ч, кг/ч.
 $F_{св}$ — свободное сечение тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$.
 f_i — количество i -того компонента в сырье, кмоль/ч.
 $G_{доп}$ — допустимая скорость пара, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.
 g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$.
 H — расстояние между тарелками, мм; высота слоя насадки, м.
 $\bar{H}_i$ — парциальная молярная энтальпия i -того компонента.
 $H_v, H_{ж}$ — энтальпии потоков пара и жидкости соответственно, кДж/кмоль, кДж/кг.
 H_c — высота сепарационного пространства, мм.
 $H_{исп}$ — высота испаряемого слоя жидкости на тарелке, мм.
 h_n — высота переливной планки на тарелке, мм.
 $h_{ор}$ — высота прорезей в колпачковой тарелке, мм.
 $h_{погр}$ — глубина погружения прорезей, мм.
 $h_{откр}$ — высота открытия прорезей, мм.
 Δh — высота подпора жидкости над водосливом, мм.
 h' — высота слоя светлой жидкости в сливном устройстве, мм.
 $h_{экс}$ — высота насадки, эквивалентная одной теоретической тарелке, (ВЭТТ), м.
 $k_{0,г}$ — общий коэффициент массопередачи, выраженный через концентрации компонента в газовой фазе, м/ч.
 $k_{ж}, k_{г}$ — коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой фазах соответственно, м/ч.
 k_{D1}, k_{W1} — константы равновесия i -того компонента при температурах дистиллята и остатка соответственно.
 k_i — константа равновесия i -того компонента.
 L — расход жидкостного потока в произвольном сечении колонны; расход абсорбента, кмоль/ч, кг/ч.
 L_v — расход жидкости на единицу длины сливной планки, $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$.
 L'_v — расход жидкости на единицу площади поперечного сечения колонны, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.
 l_i — расход жидкого i -того компонента в произвольном сечении колонны, кмоль/ч, кг/ч.
 M — молекулярная масса, кг/кмоль.
 m — тангенс угла наклона касательной к кривой равновесия.
 N — число теоретических тарелок.

- $N_{ог}$ — общее число единиц переноса, выраженное через концентрации компонента в газовой фазе.
 $N_g, N_{ж}$ — число единиц переноса в газовой и жидкой фазах соответственно.
 N_T — число единиц переноса, обусловленное разностью температур контактирующих фаз.
 n — диапазон устойчивой работы тарелки; число продуктов разделения.
 P — общее давление в системе, Па.
 ΔP — общий перепад давления на тарелке или в слое орошаемой насадки, Па.
 $\Delta P_{сух}$ — сопротивление «сухой» тарелки или насадки, Па.
 $\Delta P_{ж}$ — потеря напора газового потока в слое жидкости на тарелке, Па.
 p — давление насыщенных паров, Па; число компонентов смеси.
 Q_n — тепловая нагрузка на n -ю тарелку, Вт.
 Q_c — тепловая нагрузка на конденсатор, Вт.
 Q_v — тепловая нагрузка на кипятильник, Вт.
 q — коэффициент, определяемый уравнением (II.8).
 R — флегмовое число ($R = L/D$).
 S — фактор отпарки; расход бокового отбора жидкостного потока, кмоль/ч, кг/ч.
 T — температура, К.
 t — температура, °С.
 t_b — температурная граница деления смеси, °С.
 U — отпарное число ($U = V/W$).
 V — расход парового (газового) потока в произвольном сечении колонны, кмоль/ч, кг/ч; число степеней свободы.
 v_i — расход паров (газов) i -того компонента в произвольном сечении колонны, кмоль/ч, кг/ч.
 W — расход остатка, кмоль/ч, кг/ч.
 w — скорость пара в свободном сечении колонны, м/с.
 w_1 — скорость пара в рабочем сечении тарелки, м/с.
 w_2 — скорость пара в наиболее узком сечении тарелки, м/с.
 $w_{ж}$ — скорость жидкости в свободном сечении колонны, м/с.
 w_{max}, w_{min} — максимально- и минимально допустимые скорости пара в свободном сечении колонны, м/с.
 x, y — массовая или молярная концентрации компонента в жидкости и паре соответственно, масс. доля, мол. доля.
 z — состав или концентрация компонента в исходном потоке, мол. доля.
 α — коэффициент относительной летучести компонента смеси.
 α_n — общий отбор компонентов (фракций) непрерывной смеси при температуре t .
 β — коэффициент избытка флегмы.
 Δ — градиент уровня жидкости на тарелке, мм.
 δ_0 — заданная ошибка вычисления.
 ϵ — доля отбора продукта по отношению к сырью, кмоль/кмоль; относительная рабочая площадь тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$.
 ϵ' — молярная доля конденсации смеси ($\epsilon' = L/F$).
 $\epsilon_{эф}$ — относительная эффективная рабочая площадь тарелки, $\text{м}^2/\text{м}^2$.
 λ — фактор разделения ($\lambda = mV/L$); теплота испарения, кДж/кмоль; коэффициент сопротивления слоя насадки.
 μ — динамическая вязкость, Па·с.
 ν — кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$.
 ξ — коэффициент сопротивления «сухой» тарелки.
 ρ_1 — плотность потока, кг/м².
 $\rho_{ж}$ — плотность жидкости по отношению к воде.
 σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м.

Общие сведения о ректификационных и абсорбционных аппаратах

1. СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ И АБСОРБЦИИ

Ректификация и абсорбция — одни из самых распространенных технологических процессов в химической, нефтеперерабатывающей и во многих других отраслях промышленности.

Ректификация — это процесс разделения бинарных или многокомпонентных паровых, а также жидких смесей на практически чистые компоненты или их смеси, обогащенные легколетучими или тяжелолетучими компонентами; процесс осуществляется в результате контакта неравновесных потоков пара и жидкости.

Характерной особенностью процесса ректификации являются следующие условия образования неравновесных потоков пара и жидкости, вступающих в контакт: при разделении паровых смесей неравновесный поток жидкости (жидкостное орошение) образуется путем полной или частичной конденсации уходящего после контакта потока пара (рис. I-1, а), в то время как при разделении жидких смесей неравновесный паровой поток (паровое орошение) образуется путем частичного испарения уходящей после контакта жидкости (рис. I-1, б). Вследствие указанных особенностей проведения процесса неравновесные потоки пара и жидкости, вступающие в контакт, находятся в состоянии насыщения, при этом пар более нагрет, нежели жидкость, и в нем содержится больше тяжелолетучих компонентов, чем в жидкости. После контакта пар обогащается легколетучими, а жидкость — тяжелолетучими компонентами за счет взаимного перераспределения компонентов между фазами.)

Абсорбция — это процесс разделения бинарных или многокомпонентных газовых смесей, осуществляемый путем избирательного поглощения отдельных компонентов смеси жидким поглотителем — абсорбентом, в результате контакта неравновесных потоков газа и абсорбента.

Характерной особенностью процесса абсорбции является независимое от газа формирование потока абсорбента и наличие в нем более тяжелолетучих компонентов, чем в газе (рис. I-1, в). После контакта неравновесных потоков газа и жидкости газ обога-

ψ_i, ψ_i' — соотношение расходов компонентов в дистиллате и остатке ($\psi_i = d_i/b_i$; $\psi_i' = x_{Di}/x_{Wi}$).

φ_i — степень извлечения компонента из газа.

$\varphi_{Di}, \varphi_{Wi}$ — коэффициенты извлечения компонентов при абсорбции и десорбции.

$\varphi_{Di}, \varphi_{Wi}$ — извлечения компонентов в дистиллат и остаток соответственно, $\varphi_{Di} = d_i/f_i$, $\varphi_{Wi} = b_i/f_i$.

ИНДЕКСЫ

- г — газ.
- ж, L — жидкость.
- п — пар; паралив.
- V — пар.
- см — смесь.
- D — дистиллат.
- F — сырье, паровые и жидкостные потоки сырья в секции питания колонны; тарелка питания.
- W — остаток.
- S — боковой поток.
- q — номер последующего приближения при итерационном расчете.
- j — номер секции.
- n, m, N — номера тарелок.
- p — наиболее труднолетучий компонент.
- i — произвольный компонент ($1 \leq i, \dots, k \leq p$).
- k — компонент на температурной границе деления смеси.
- l, k — легко- и труднолетучий ключевые компоненты.
- * — равновесное значение.
- 1, 2 — соответственно конденсационная и отгонная части колонны.

КРИТЕРИИ

- Re — Рейнольдса.
- Fr — Фруда.
- Pe — Пенле.
- Nu — Нуссельта.
- Sc — Шмидта.
- We — Вебера.

щается легколетучими, а жидкость — тяжелолетучими компонентами за счет перехода главным образом тяжелолетучих компонентов из газа в жидкость.

На практике используются также процессы десорбции и отпарки, предназначенные для выделения легколетучих компонентов из жидкости путем взаимодействия неравновесных потоков жидкости и пара (газа). По аналогии с ректификацией при десорбции

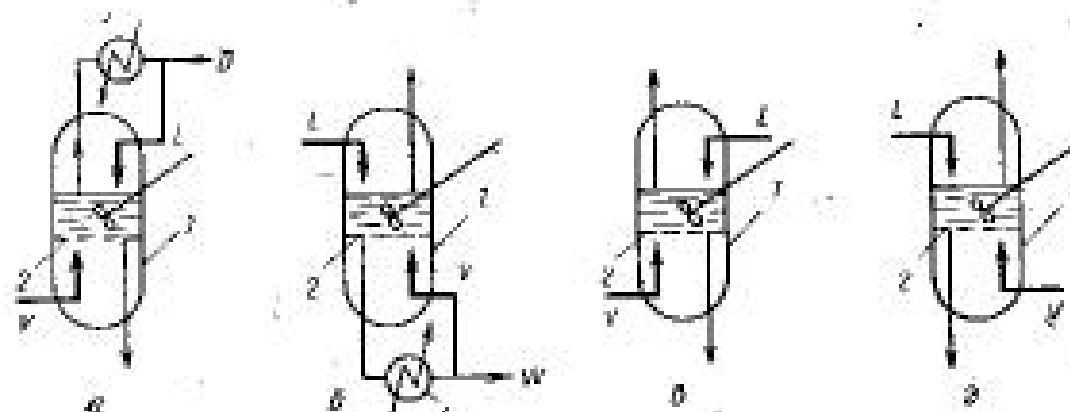


Рис. 1-1. Принципиальные схемы ректификации паровых (а) и жидких (б) смесей, абсорбции (в) и десорбции (г) газов.
1 — смеситель-сепаратор; 2 — контактное устройство; 3 — конденсатор; 4 — испаритель;
→ — исходные неравновесные потоки пара (газа) и жидкости; + — уходящие после контакта потоки пара (газа) и жидкости.

неравновесный поток пара образуется путем испарения части проконтактированной жидкости (рис. 1-1, б) либо в качестве такового выступает инертный газ (рис. 1-1, г).

Возможность разделения смесей при ректификации, абсорбции и отпарке обусловлена различием относительных летучестей компонентов смеси, вследствие чего создаются неравновесные потоки пара и жидкости, а также происходит дальнейшее обогащение пара (газа) легколетучими, а жидкости — тяжелолетучими компонентами.

Физической основой разделения в указанных процессах является массообмен между неравновесными потоками пара (газа) и жидкости: двухсторонний при ректификации и преимущественно односторонний при абсорбции и отпарке.

2. ТЕХНОЛОГИЯ ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ И АБСОРБЦИИ

Для заданного разделения смесей используют ректификационные и абсорбционные установки, основным элементом которых являются ректификационные и абсорбционные аппараты, представляющие собой ряд ступеней контакта, соединенных в противоточный разделительный каскад. Наиболее простое конструктивное оформление противоточного каскада в ректификационных и абсорбционных аппаратах достигается при движении жидкости от одной ступени контакта к другой под действием силы тяжести.

В этом случае контактные устройства (тарелки) располагаются одно над другим и разделительный аппарат выполняется в виде вертикальной тарельчатой колонны.

При ступенчатом осуществлении процесса ректификации или абсорбции в колонных аппаратах контакт пара и жидкости на тарелках может происходить в противотоке, в перекрестном токе, в прямотоке или в смешанном токе фаз. Разделительный эффект,

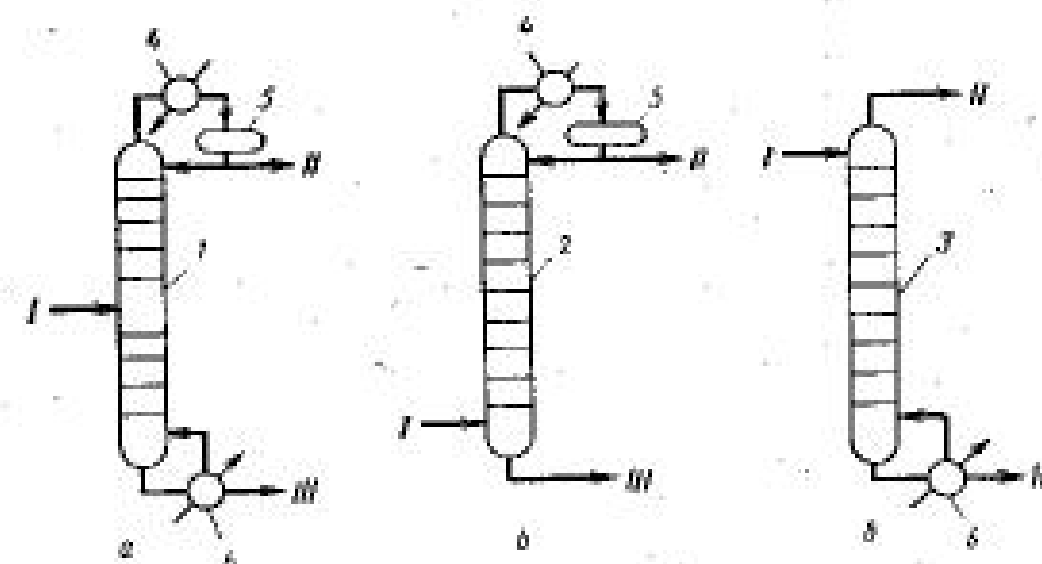


Рис. 1-2. Схемы ректификации смесей в простых колоннах:
а — паровая и жидкая смеси в полной колонне; б — паровые смеси в укрепляющей колонне; в — жидкие смеси в отгонной колонне; 1 — полная колонна; 2 — укрепляющая колонна; 3 — отгонная колонна; 4 — конденсатор-подогреватель; 5 — емкости охлаждения; 6 — кипятильники; I — сырье; II — дистиллят; III — остаток.

аналогичный многоступенчатому противоточному каскаду, достигается также путем непрерывного контакта фаз при движении их противотоком в слое насадки, т. е. в насадочных ректификационных или абсорбционных колоннах.

В зависимости от технологической схемы установки используются простые и сложные колонны, а также простые и сложные системы колонн.

Простая ректификационная колонна имеет один сырьевой поток, два продуктовых потока, один теплоподвод и один теплоотвод по концам аппарата или только один теплоподвод и один теплоотвод (рис. 1-2).

Для ректификации смеси на две фракции, обогащенные легко- и тяжелолетучими компонентами, в заданном количестве или с заданным содержанием в них целевых компонентов применяется технологическая схема установки с полной ректификационной колонной (см. рис. 1-2, а). В таком аппарате сырье подается в середину колонны, дистиллят, обогащенный легколетучими компонентами или фракциями, отбирается сверху, а остаток, обогащенный тяжелолетучими компонентами или фракциями, — снизу колонны. Секция колонны, расположенная выше ввода сырья, называется концентрационной или укрепляющей; секция, расположенная ниже ввода сырья, — отгонной или исчерпывающей. При

подаче сырья в колонну в паровой или в жидкой фазах нижняя тарелка концентрационной или соответственно верхняя тарелка отгонной секции колонны называется тарелкой питания. При паро-жидкостном состоянии сырья обе указанные тарелки называются тарелками питания. Для создания жидкостного и парового орошения в полной колонне установка имеет конденсатор и кипятильник.

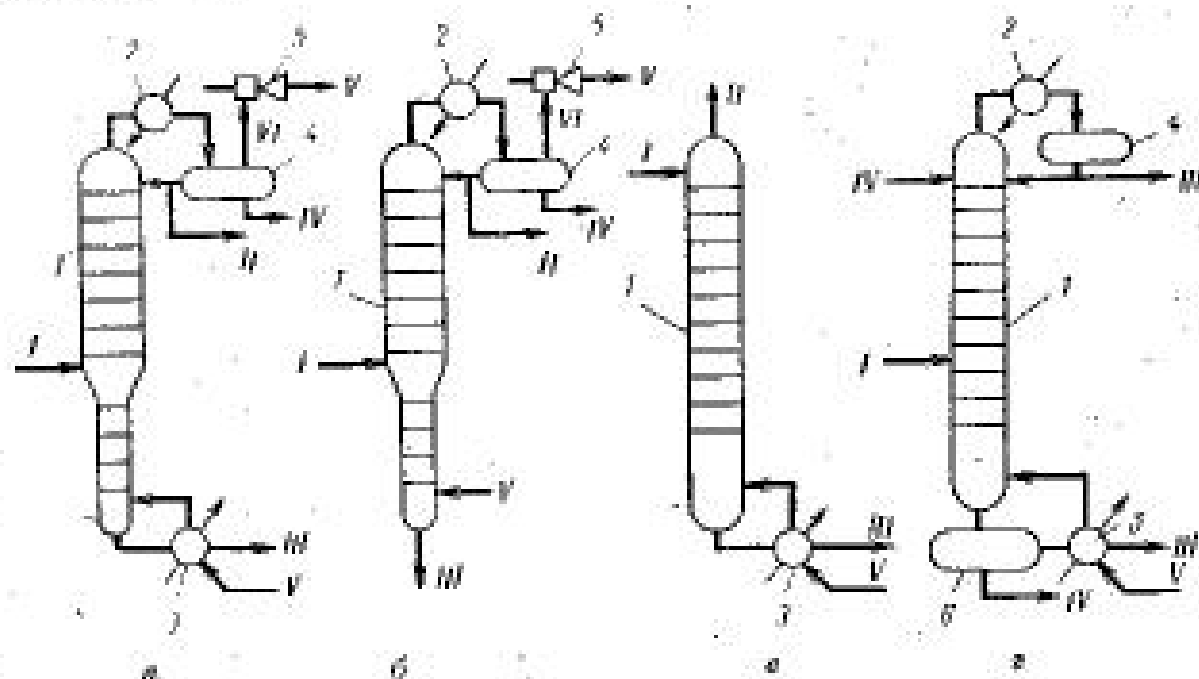


Рис. 1-3. Схемы ректификации смесей с водяным паром:

а — смеси под вакуумом с подогревом и испарением части остатка; б — смеси под вакуумом без подогрева остатка; в — жидкие смеси в отпарной колонне; г — смеси в полной колонне при атмосферном или повышенном давлении; 1 — колонна; 2 — конденсатор-холодильник; 3 — подогреватель-кипятильник; 4 — емкость орошения; 5 — эжектор; 6 — отстойник; I — сырье; II — дистиллят; III — остаток; IV — вода; V — водяной пар; VI — неконденсируемый пар и инертный газ.

При отсутствии особых требований к качеству одного из продуктов применяют установки с неполными ректификационными колоннами: укрепляющими и отгонными (см. рис. 1-2, б, в). В укрепляющую колонну сырье подается в паровой фазе под нижнюю тарелку, в отгонную — в жидкой фазе на верхнюю тарелку колонны.

Ректификация смесей может осуществляться также с водяным паром или инертным газом, которые подаются в нижнюю часть колонны наряду с подогревом или вместо подогрева остатка (рис. 1-3). Водяной пар может подаваться также и с сырьем, например при ректификации мазута в вакуумных колоннах (см. далее). В вакуумных и отпарных колоннах (рис. 1-3, а, б, в) водяной пар снижает парциальное давление паров продукта и способствует отпарке легких фракций без значительного повышения температуры низа колонны для схем, изображенных на рис. 1-3, а, в, или при температуре ниже начальной температуры сырья для схемы, изображенной на рис. 1-3, б. В полных колоннах, работающих под давлением, близким к атмосферному, или при повышен-

ном давлении (рис. 1-3, г), водяной пар или вода подаются для снижения температуры низа колонны и для увеличения производительности подогревателя за счет повышения средней разности температур потоков.

Сложная ректификационная колонна имеет больше одного сырьевого и больше двух продуктовых потоков, а также промежуточные теплоподводы и теплоотъемы. Из перечисленных

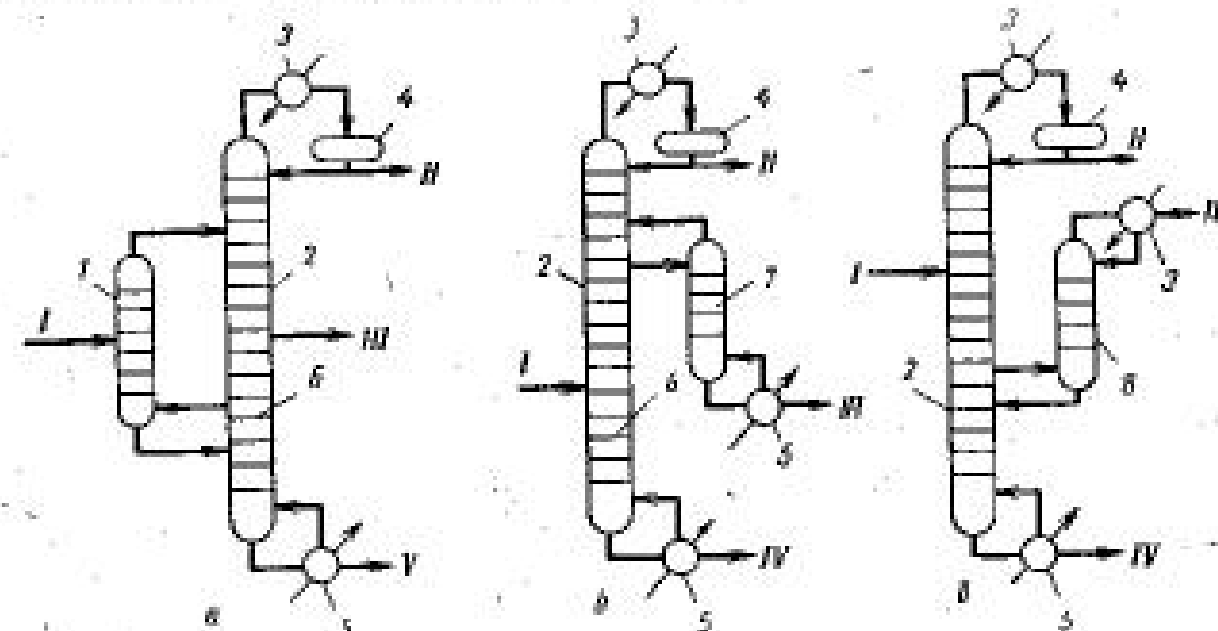


Рис. 1-4. Схемы ректификации смесей в колоннах, связанных материальными и тепловыми потоками: а — простая и отпарная колонны; б — полная колонна с боковой отпарной секцией; в — полная колонна с боковой укрепляющей секцией; 1 — колонна предварительного разделения; 2 — основная колонна; 3 — конденсатор-холодильник; 4 — емкость орошения; 5 — кипятильник; 6 — тарелка; 7 — отпарная колонна; 8 — укрепляющая колонна; I — сырье; II — дистиллят; III — боковой продукт; IV — остаток.

условий достаточно лишь одного, чтобы колонна из простой стала сложной. В промышленности уже давно используются сложные ректификационные колонны, однако в последние годы к ним проявляется повышенный интерес, свидетельством чему — большое число патентных материалов и научных исследований по применению сложных ректификационных колонн в различных технологических процессах.

Применение сложных ректификационных колонн позволяет значительно уменьшить не только эксплуатационные, но и капитальные затраты за счет улучшения термодинамических условий разделения, рациональной организации теплообмена, совмещения в одном аппарате нескольких технологических процессов и т. д.

К сложным ректификационным колоннам можно отнести также системы колонн, связанные материальными и тепловыми потоками (рис. 1-4). В таких системах предыдущая и последующая колонны связаны противоположно направленными паровыми и жидкостными потоками, соединяющими верх и низ предыдущей колонны с точками ввода питания последующей колонны (рис. 1-4, а) или верх последующей колонны с боковым отбором предыдущей

(рис. I-4, б) и, наконец, из последующей колонны с боковым отбором предыдущей (рис. I-4, в).

Применение системы ректификационных колонн, связанных материальными и тепловыми потоками, позволяет на 20—50% снизить общие затраты тепла и холода по сравнению с простыми или сложными колоннами. Независимо от числа получаемых продуктов технологические схемы установок, где используются

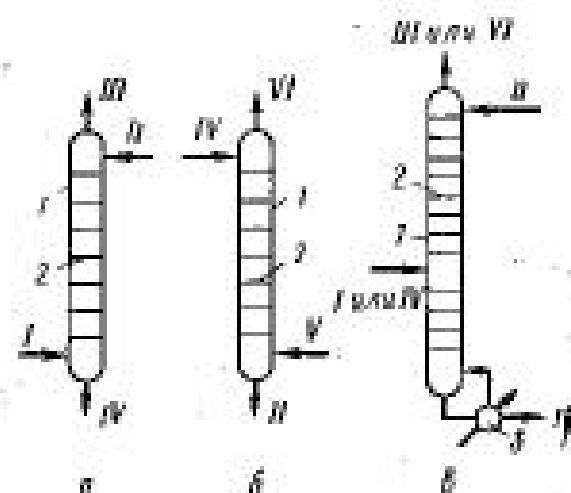


Рис. I-5. Схемы абсорбции и десорбции: а — простая абсорбционная колонна; б — простая десорбционная колонна; в — комбинированный аппарат типа абсорбер-десорбер; 1 — колонна; 2 — тарелка; 3 — кипятильник; I — исходный газ; II — тощий абсорбент; III — сухой газ; IV — насыщенный абсорбент; V — инертный газ; VI — азотистые соединения.

колонны, связанные материальными и тепловыми потоками (см. рис. I-4, а), имеют один дефлегматор и один кипятильник, однако на практике такие схемы колонн эффективны только при разделении близкикипящих многокомпонентных смесей, так как лишь в этом случае в последней колонне могут быть приняты температуры верха и низа, удовлетворяющие экономичным условиям конденсации и испарения получаемых продуктов.

Простые абсорбционные и десорбционные колонны (абсорберы и десорберы) имеют обычно довольно простое технологическое и конструктивное оформление (рис. I-5). Под нижнюю тарелку абсорбера подается исходный (жирный) газ, на верхнюю тарелку — исходный (тощий) абсорбент. Из низа абсорбера уходит тощий абсорбент с извлеченными компонентами. Из верха — сухой газ (рис. I-5, а). В десорберо насыщенный абсорбент подается на верхнюю тарелку, под нижнюю тарелку поступает инертный газ — десорбирующий агент, сверху уходит десорбирующий агент с извлеченными компонентами, снизу — тощий абсорбент (рис. I-5, б). Десорбцию растворенных в абсорбенте компонентов можно проводить также в отпарной ректификационной колонне с кипятильником (см. рис. I-3, в). Однако наиболее часто десорбцию проводят в полных ректификационных колоннах, где обеспечивается более четкое выделение из абсорбента извлеченных компонентов в сжиженном состоянии.

Сложные абсорбционные и десорбционные колонны широко используются в промышленности наряду с простыми аппаратами; это абсорберы и десорберы с двумя вводами сырьевых потоков по высоте аппарата и комбинированные или совмещенные аппараты

типа абсорбер-десорбер (рис. I-5, в). Применение указанных аппаратов позволяет значительно уменьшить потребные расходы абсорбента и тепла на десорбцию. Дальнейшая интенсификация процессов в этих аппаратах достигается так же, как и в ректификационных колоннах, использованием нескольких по высоте аппарата вводов питания, промежуточных холодильников и подогревателей.

В зависимости от технологического назначения комбинированные аппараты типа абсорбер-десорбер подразделяются на абсорберы с отпарной секцией (фракционирующие абсорберы) и абсорбционно-отпарные колонны. В первом случае сырьевым потоком аппарата является газ, во втором — насыщенный абсорбент или газ вместе с абсорбентом.

Более подробно о применении сложных ректификационных и абсорбционных колонн сообщается в соответствующих разделах технологического расчета процессов и аппаратов.

3. ТРЕБОВАНИЯ К РЕКТИФИКАЦИОННЫМ И АБСОРБЦИОННЫМ АППАРАТАМ. КОНСТРУКЦИЯ АППАРАТОВ

Современные ректификационные и абсорбционные аппараты можно классифицировать в зависимости от технологического назначения, давления и вида внутреннего устройства, обеспечивающего контакт пара и жидкости.

По технологическому назначению ректификационные аппараты подразделяются на колонны атмосферно-вакуумных установок, термического и каталитического крекингов, вторичной перегонки нефтепродуктов, ректификации газов, стабилизации легких нефтяных фракций и т. д. Абсорбционные аппараты по технологическому назначению подразделяются на аппараты установок осушки, очистки газа, газоразделения и т. д.

В зависимости от применяемого давления аппараты подразделяются на вакуумные, атмосферные и работающие под давлением.

В зависимости от внутреннего устройства различают аппараты тарельчатые, насадочные, роторные (с вращающимися деталями). В нефтяной, химической, нефтехимической и газовой промышленности наиболее широко распространены тарельчатые и насадочные колонны, в связи с чем в данной книге рассматривается расчет и конструирование только тарельчатых и насадочных колонн.

Современные ректификационные и абсорбционные аппараты должны обладать высокими разделительной способностью и производительностью, характеризоваться достаточной надежностью и гибкостью в работе, обеспечивать низкие эксплуатационные расходы, иметь небольшую массу и, наконец, быть конструктивно простыми и технологичными в изготовлении. Последние требования не менее важны, чем первые, поскольку они не только определяют капитальные затраты, но и в значительной мере влияют на эксплуатационные расходы, обеспечивают легкость и удобство

изготовления аппаратов (и особенности это относится к серийным), их монтажа и демонтажа, ремонта, контроля, испытания, а также безопасную эксплуатацию.

Особо важное значение имеет надежность работы ректификационных и абсорбционных аппаратов установок, производящих сырье для нефтехимических процессов; это объясняется тем, что указанные установки стоят во главе целого нефтехимического комплекса, стоимость которого во много раз превышает стоимость самих установок. Кроме того, установки, производящие сырье для нефтехимических комплексов (например, этиленовые установки), строятся заранее и до освоения остальных комплексов работают на неполную мощность. Таким образом, оборудование указанных производств должно работать надежно в широком диапазоне изменений нагрузок — сначала при малых, а затем и при полных проектных нагрузках.

Кроме перечисленных выше требований ректификационные и абсорбционные аппараты должны также отвечать требованиям государственных стандартов, ведомственных нормативов и инспекции Госгортехнадзора.

В современных ректификационных и абсорбционных аппаратах применяются самые разнообразные конструкции контактных устройств; последние непрерывно совершенствуются, свидетельством чему — непрекращающийся поток научных исследований и патентных материалов.

В связи с этим описывать конструкции и работу контактных устройств, а также способы и направления интенсификации процессов массопередачи в настоящее время невозможно без детальной классификации контактных устройств. Ранее предусматривалась раздельная классификация конструкций контактных устройств — по способам взаимодействия фаз и принципам образования межфазной поверхности. Для более полной классификации целесообразно воспользоваться обоими признаками одновременно, поскольку условия массопередачи определяются способом взаимодействия потоков и состоянием межфазной поверхности.

На рис. 1-6 приведена указанная классификация контактных устройств; на рис. 1-7 показаны соответствующие конструкции контактных устройств со схемами взаимодействия фаз. Рассмотрим кратко особенности этих конструкций и условия их работы.

Решетчатые и ситчатые беспереливные (провальные) тарелки (рис. 1-7, а) имеют перекрывающее все сечение колонны основание 1, выполненное в виде листа со щелями или отверстиями соответственно, но у них нет специальных переливных устройств для стока жидкости. При нормальной работе на всей плоскости тарелки образуется устойчивый барботажный слой, при этом места стока жидкости распределяются более или менее равномерно по сечению колонны.

Тарелки колпачковые, из S-образных элементов, клапанные и ситчатые (рис. 1-7, б, в, г, д) имеют специальные переливы 2

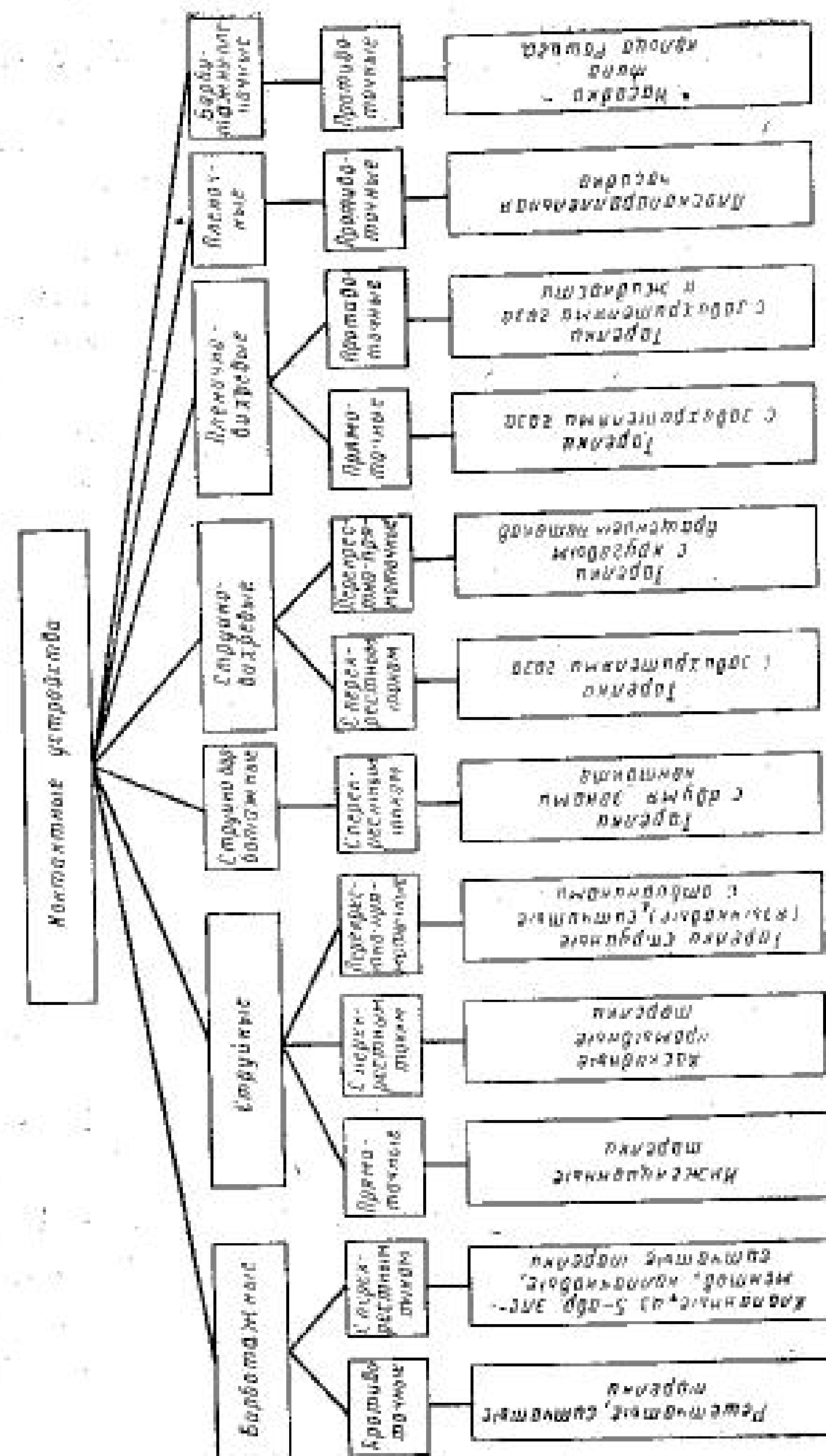


Рис. 1-6. Классификация контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов.

для поступающей и уходящей жидкости и направляющие элементы для прохода газа: патрубки с колпачками, установленные на основании 1, S-образные элементы 4, установленные соответствующим образом один относительно другого, подвижные клапаны 5, установленные в отверстиях основания 1, и, наконец, отверстия в основании 1. Работают эти тарелки следующим образом. Жидкость, поступающая через переливное устройство, распре-

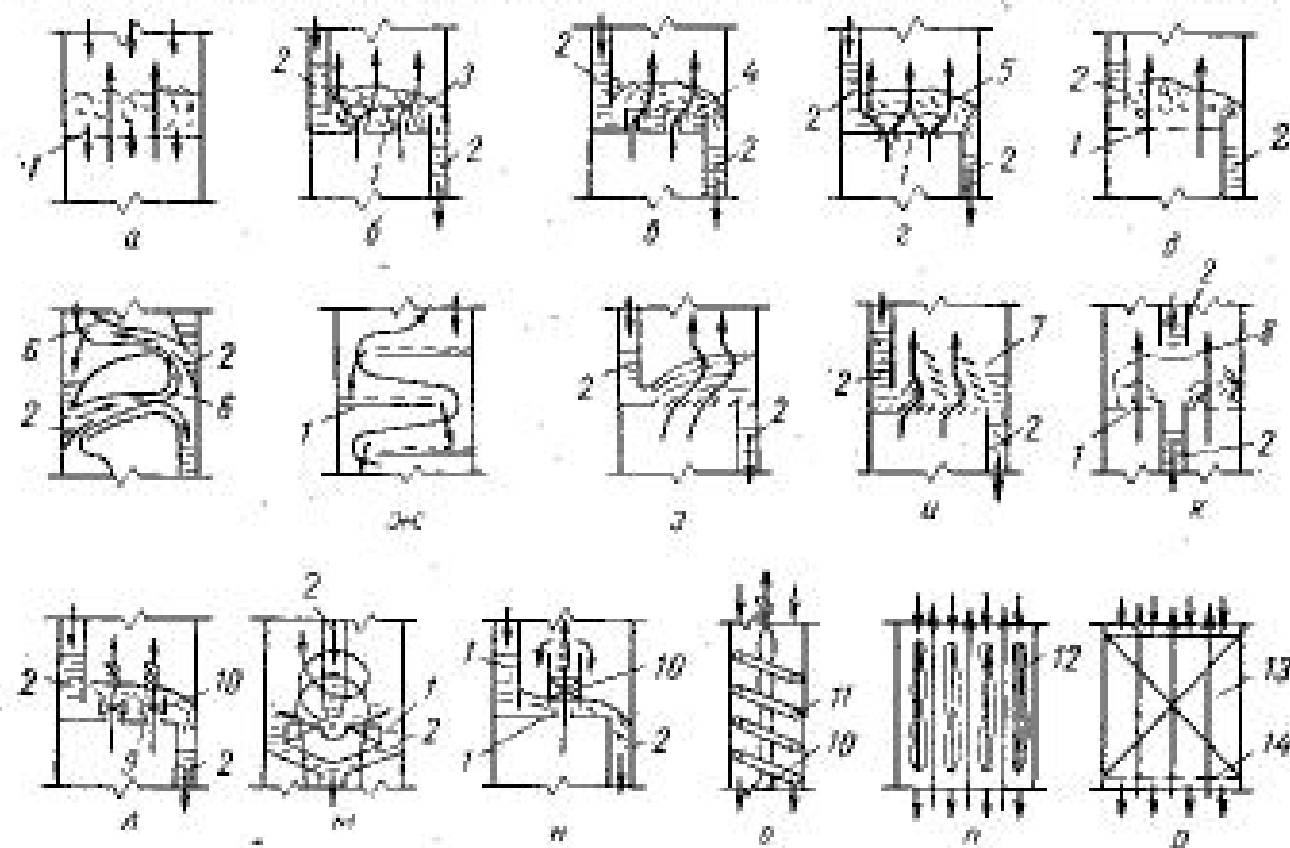


Рис. 1-7. Конструкция контактных устройств со схемами взаимодействия газа (верх) и жидкости:

Тарелка: а — решетчатая (ситчатая) провальная; б — наплавленная; в — из S-образных элементов; г — клапанная; д — ситчатая; е — жикерная; ж — насадная провальная; з — струйная (язычковая); и — ситчатая с отбойными элементами; к — ситчатая с двумя зонами контакта фаз; л — струйная с асимметрией газа; м — с регулируемым вращением газо-жидкостного потока; н — проточное контактное устройство колонны; о — вихревое; п — с плоско-параллельной насадкой; р — насадочная; 1 — основание тарелки; 2 — перелив; 3 — наплавление; 4 — S-образный элемент; 5 — клапан; 6 — направляющее устройство; 7 — отбойное устройство; 8 — отражательная пластина; 9 — направляющий элемент; 10 — закручиватель потока газа; 11 — то же, жидкости; 12 — жесткая насадка; 13 — слой насадки; 14 — опорная решетка; короткая стрелка — жидкость; длинная стрелка — газ.

деляется равномерно по всей плоскости основания тарелки и затем сливается в другое переливное устройство. Газ проходит через направляющие элементы и барботирует через жидкость, образуя вспененный дисперсный слой газа в жидкости.

Инжекционная тарелка (рис. 1-7, е) имеет специальное переливное устройство 2 для поступающей и уходящей жидкости и направляющие элементы 6 для движения газо-жидкостного потока. Работает тарелка следующим образом. Жидкость из перелива инжектируется газом, дробится на струи и капли и транспортируется вдоль элемента 6. В конце элемента 6 большая часть жидкости выделяется из потока газа и поступает в нижерасполо-

женное сливное устройство. Следовательно, в этом случае контакт газа и жидкости происходит в разреженной, дисперсной системе жидкости в газе.

Каскадные промывные (полощные) тарелки (рис. 1-7, ж) состоят из основания 1 в виде сплошных листов (полок), перекрывающих большую часть сечения колонны с противоположной стороны у расположенных рядом контактных устройств. Жидкость стекает струями с основания одного контактного устройства на основание другого, а газ проходит между тарелками и пересекает стекающую жидкость.

Тарелка струйная (язычковая) (рис. 1-7, з) имеет в основании 1 направляющие элементы для прохода газа в виде щелей или в форме язычка с отогнутой вверх вырезанной частью основания. Направляющие элементы обеспечивают однонаправленное движение газа и жидкости вдоль контактного устройства. Конструкция переливов 2 такая же, как и у рассмотренных ранее тарелок.

Ситчатая тарелка с отбойными элементами (рис. 1-7, и) состоит из основания 1 и наклонно расположенных отбойников 7, выполненных из просечно-вытяжного листа. Отогнутые кромки листов в основании тарелки образуют острый угол, направленный по ходу движения жидкости. Отогнутые кромки просечно-вытяжных листов отбойников направлены вниз в сторону слива жидкости с тарелки и образуют острый угол с горизонтальной плоскостью тарелки; сливная планка на выходе жидкости не предусмотрена. Отогнутые кромки просечно-вытяжных листов основания тарелки обеспечивают однонаправленное движение газа и жидкости от одного отбойного устройства к другому, а отогнутые кромки отбойных устройств — сепарацию фаз непосредственно на отбойных устройствах.

Тарелка с двумя зонами контакта фаз (рис. 1-7, к) имеет основание 1 в виде листа с отверстиями, щелями, клапанами или другими устройствами и переливы для жидкости 2, расположенные один над другим. Переливы не доходят до основания нижележащей тарелки и имеют снизу отражательную пластину 8, которая обеспечивает струйное истечение жидкости в межтарельчатое пространство колонны; контакт газа и жидкости происходит сначала в барботажном слое газ — жидкость и затем в стекающих струях жидкости.

Тарелка струйная с закручивателями для потока газа (рис. 1-7, л) имеет обычные переливные устройства 2 для жидкости, основание 1 в виде листа с установленными на нем направляющими элементами 9 и закручивателями потока газа 10 различной конструкции. Работа этих контактных устройств протекает таким же образом, как и у обычных барботажных тарелок, с тем лишь отличием, что контакт газа и жидкости осуществляется в закрученном вихревом потоке жидкости — газ, где основной фазой является жидкость, а дисперсной — газ.

Тарелка с регулярным вращением газо-жидкостного потока (рис. 1-7, м) имеет закручиватель для потока газа 10, выполненный из набора тангенциально расположенных пластин или листов с расположенными на них тангенциальными просечками. Тарелка имеет специальные переливные устройства 2; боковое устройство соединяется с расположенным ниже центральным устройством. Тарелка работает следующим образом. Газ, проходя через закручиватель, поступает в жидкость и придает ей круговое, вращательное движение по тарелке. Контакт пара и жидкости происходит в высокодисперсном слое газ — жидкость, где основной фазой является газ, а дисперсной — жидкость.

Прямоточное контактное устройство (рис. 1-7, н) состоит из обычных переливов для жидкости 2, основания 1 в виде листа с установленными на нем контактными элементами в виде сопла, трубы и завихрителей для потока газа 10. Контакт фаз осуществляется здесь в прямом токе между пленкой жидкости и закрученным потоком газа. В остальном работа прямоточного контактного устройства мало чем отличается от работы рассмотренных ранее тарелок.

Вихревая колонна (рис. 1-7, о) выполняется из одной или нескольких труб с установленными в них завихрителями потока газа 10 и жидкости 11. Газ движется по центру трубы в закрученном потоке навстречу стекающей по периферии трубы жидкости. Следовательно, контакт газа и жидкости осуществляется между закрученным потоком газа и закрученной пленкой жидкости.

В колонне с плоскопараллельной насадкой (рис. 1-7, п) по ходу движения газового потока на небольшом расстоянии друг относительно друга установлены плоские или определенным образом гофрированные листы 12. Жидкость стонет тонкой пленкой по поверхности листов, взаимодействуя с газом в противотоке.

Контактные устройства в насадочной колонне (рис. 1-7, р) выполняются в виде слоя беспорядочно или регулярно уложенных на опорной конструкции 14 элементов насадки. Контакт фаз в слое насадки осуществляется в противотоке газа и пленки жидкости на поверхности элементов насадки и в дисперсном слое газ — жидкость — газ между отдельными элементами насадки.

В качестве элементов насадки наибольшее распространение получили кольца Рашига и их различные модификации — кольца Палля, Лессинга и др. Насадки этого типа представляют собой кольцо, диаметр которого равен его высоте. Кольца Рашига внутри полые, кольца Лессинга имеют одну внутреннюю перегородку, кольца Палля — несколько внутренних фигурных перегородок. Широкое распространение получили также седла Берля и Итталюкс. На поверхности сидел имеются небольшие выступы, которые исключают возможность плотного прилегания элементов насадки один к другому.

Весьма эффективны также различные насадки из сеток; это насадки типа Спрейшак, Гудное, Следман, Зульцер и т. д. Отметим

еще насадку из проволочных спиралей. Перечисленные типы насадок не исчерпывают их многообразия.

Конструкции насадок, так же как и тарелок, постоянно совершенствуются, что является ярким выражением существующей тенденции к интенсификации работы насадочных колонн.

4. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ И АБСОРБИЦИОННЫХ АППАРАТОВ

Расчет аппаратов выполняется с целью определения технологического режима процесса, основных размеров аппарата и его внутренних устройств, обеспечивающих заданную четкость разделения исходного сырья при заданной производительности. Технологический режим процесса определяется рабочим давлением в аппарате, температурами всех внешних потоков, удельным расходом тепла на частичное испарение остатка и холода на конденсацию паров в верхней части колонны, флегмовым числом или удельным расходом абсорбента. Основными размерами аппарата являются его диаметр и высота, зависящие главным образом от типа контактного устройства в колонне.

В целях систематизации и выбора наиболее рациональной схемы расчета процессов и аппаратов условно разделим его на две части. К первой отнесем определение параметров процесса разделения, контролирующих качество получаемых продуктов — показателей технологического режима; ко второй — определение параметров процесса, контролирующих производительность колонны, — основных размеров колонны и ее внутренних устройств. Первую часть назовем технологическим расчетом процессов и аппаратов, поскольку основным его содержанием является определение технологического режима разделения; вторую часть назовем гидравлическим расчетом аппаратов, поскольку основные размеры аппарата определяются на основе гидравлических зависимостей взаимодействия двухфазных потоков пар — жидкость.

Содержание и назначение технологического расчета процессов и аппаратов и гидравлического расчета аппаратов подробно рассматриваются в соответствующих главах.

Оптимальный расчет процессов и аппаратов налагается в отдельной главе, так как он выполняется путем одновременного решения всех уравнений, описывающих процесс разделения и определяющих основные размеры аппарата.

Технологический расчет процессов и аппаратов

1. НАЗНАЧЕНИЕ И ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА

Технологический расчет процессов ректификации и абсорбции и аппаратов проводится с целью определения технологического режима, обеспечивающего заданное разделение смеси, — давления, температур потоков, расхода орошения (абсорбента), затрат холода на конденсацию верхнего продукта и создание орошения и тепла на нагрев остатка и создание парового орошения. В результате технологического расчета определяются также полные составы получаемых продуктов.

Рассмотрим некоторые общие вопросы технологического расчета: исходную систему уравнений математического описания процессов ректификации и абсорбции, число степеней свободы проектирования процессов и аппаратов и выбор независимых переменных при их расчете. Указанные вопросы достаточно полно раскрывают основное содержание и порядок технологического расчета.

Система уравнений процесса разделения включает: уравнения материального и теплового балансов для всех тарелок колонны, а также парциального конденсатора и испарителя (при ректификации); выражения эффективности тепло-массопередачи; уравнения фазового равновесия и ограничения по составу или уравнения суммирования потоков.

В общем случае при наличии произвольного количества сырьевых потоков, боковых отборов и теплоподводов (теплоотъемов), а также при выражении покомпонентных потоков через общий расход потока и мольные доли компонента в смеси указанная система уравнений имеет следующий вид ($n = 1, 2, \dots, N$):

$$\left. \begin{aligned} V_n + L_n - V_{n+1} - L_{n-1} &= F_{K,n} + F_{n,n+1} \\ V_n y_{i,n} + L_n x_{i,n} - V_{n+1} y_{i,n+1} - L_{n-1} x_{i,n-1} &= \\ &= F_{K,n} z_{i,n} + F_{n,n+1} z_{i,n+1}; \quad i = 1, 2, \dots, p-1 \\ V_n H_{n,n} + L_n H_{K,n} - V_{n+1} H_{n,n+1} - L_{n-1} H_{K,n-1} &= \\ &= F_{K,n} H_{F,K} - F_{n,n+1} H_{F,n+1,n} - Q_n \end{aligned} \right\}$$

$$\left. \begin{aligned} y_{i,n} - y_{i,n+1} &= E_{MVn}^{(i)} (y_{i,n}^* - y_{i,n+1}); \quad i = 1, 2, \dots, p-1 \\ y_{i,n}^* &= k_{i,n} x_{i,n} \\ \sum_{i=1}^p x_{i,n} &= 1 \\ \sum_{i=1}^p y_{i,n} &= 1 \end{aligned} \right\} \quad (11.1)$$

Если потоки каждого компонента будут выражены в молях, то общая система уравнений примет такой вид ($i = 1, 2, \dots, p$; $n = 1, 2, \dots, N$):

$$\left. \begin{aligned} v_{i,n} + l_{i,n} + v_{i,n+1} - l_{i,n-1} &= f_{K,i,n} + f_{n,i,n+1} \\ V_n H_{n,n} + L_n H_{K,n} - V_{n+1} H_{n,n+1} - L_{n-1} H_{K,n-1} &= \\ &= F_{K,n} H_{F,K} - F_{n,n+1} H_{F,n+1,n} = Q_n \\ v_{i,n} - v_{i,n+1} \frac{V_n}{V_{n+1}} &= E_{MVn}^{(i)} \left(v_{i,n}^* - v_{i,n+1} \frac{V_n}{V_{n+1}} \right) \\ l_{i,n} &= A_{i,n} v_{i,n}^* \quad (\text{или } v_{i,n}^* = S_{i,n} l_{i,n}) \\ \sum_{i=1}^p v_{i,n} &= V_n \\ \sum_{i=1}^p l_{i,n} &= L_n \end{aligned} \right\} \quad (11.2)$$

Уравнения материального и теплового балансов могут быть записаны не только для каждой тарелки, но и для группы тарелок, например, для концентрационной и отгонной частей колонны соответственно от верха и низа до промежуточного сечения. В этом случае уравнения материального баланса называются уравнениями рабочих линий.

Для конкретных условий разделения общая система уравнений (11.1) или (11.2) соответствующим образом корректируется в зависимости от принятой на установке технологической схемы разделения. Например, при разделении в полной ректификационной колонне с одним вводом питания при температуре кипения, с парциальным конденсатором и кипятильником в приведенной выше системе уравнений следует принять:

для парциального конденсатора ($n = 1$)

$$L_{n-1} = F_{K,n} = F_{n,n+1} = 0; \quad Q < 0 \text{ и } E_{MVn}^{(i)} = 1$$

для парциального испарителя ($n = N_1 + N_2$)

$$V_{n+1} = F_{K,n} = F_{n,n+1} = 0; \quad E_{MVn}^{(i)} = 1$$

для тарелки питания ($n = N_F$)

$$F_{n,n+1} = Q_n = 0$$

для всех остальных тарелок

$$F_{ж, n} - F_{п, n+1} - Q_n = 0$$

Отметим, что приведенные выше уравнения описывают работу колонн без учета межтарельчатого уноса и провала жидкости.

Процессы ректификации и абсорбции в насадочных колоннах в принципе могут быть описаны теми же уравнениями, если в качестве контактной ступени принять слой насадки сравнительно небольшой высоты (< 1 м).

При разделении идеальных смесей константы равновесия k_{ij} и энтальпии потоков $H_{п, i, n}$ и $H_{ж, i, n}$ являются функциями температур потоков на каждой тарелке, а при разделении неидеальных смесей они зависят также и от состава смеси. Коэффициенты эффективности тепло-массопередачи $E_{M_{Tn}}^{(i)}$ зависят от еще большего числа факторов, к которым относятся также состав смеси, и определяются термодинамическими, кинетическими и гидродинамическими условиями проведения процесса. Указанные обстоятельства и являются причиной сильной неопределенности общей системы уравнений, затрудняющей не только аналитическое, но и численное ее решение при разделении многокомпонентных смесей.

В настоящее время технологический расчет процессов и аппаратов выполняется как на основе точного (наиболее полного), так и приближенного математического описания процессов разделения. В связи с этим далее будут описаны как точные, так и приближенные методы расчета процессов ректификации и абсорбции.

Вопрос о необходимой полноте математического описания процессов решается дифференцированно в зависимости от целей и задач проектирования. Так, при выборе схемы разделения целесообразно использовать приближенное математическое описание процессов; при определении технологического режима и параметров разделения по отдельным аппаратам в большинстве случаев бывает достаточно применения точных термодинамических расчетов, т. е. методов расчета, основанных на решении системы уравнений материального и теплового балансов и фазового равновесия. Кинетический расчет аппаратов, учитывающий влияние реальной гидродинамической обстановки и конечных скоростей тепло-массопередачи на эффективность процесса, целесообразно использовать при таких условиях разделения, когда применение других методов расчета приводит к незначительным расхождениям с фактическими данными о работе промышленных колонн, например, при разделении сильно неидеальных смесей, при необходимости точного определения содержания примесных компонентов в продуктах, при уточнении нагрузок по сечениям колонны и т. д.

При использовании любого уточненного математического описания процессов необходимо иметь в виду, что применение его

в тех или иных условиях разделения оправдывается только при наличии достаточно надежных данных по соответствующим коэффициентам математического описания в этих же условиях — константам равновесия, энтальпиям, коэффициентам массопередачи и т. д.

Последовательность выполнения технологического расчета на основе их наиболее полного математического описания в первую очередь зависит от принятого метода решения общей системы уравнений. Подробно этот вопрос рассматривается в соответствующем разделе данной главы. При выполнении технологического расчета процессов ректификации бинарных и многокомпонентных смесей на основе приближенного математического описания рекомендуется такая последовательность расчета: выбор рабочего давления в колонне, расчет материального баланса колонны по внешнему контуру, определение флегмового числа и числа теоретических тарелок, составление теплового баланса колонны, определение внутренних материальных потоков в колонне. Поскольку выбор рабочего давления в колонне является общим для всех методов расчета процессов разделения, этот вопрос (наряду с выбором независимых переменных) также рассматривается в данном параграфе.

Независимые переменные общей системы уравнений (II.1) или (II.2) — это числа тарелок по секциям N_1 и составы, расходы, температуры потоков пара и жидкости на каждой тарелке $y_{i,n}$, $x_{i,n}$, V_n , L_n , T_n .

Истинное число степеней свободы V проектирования процесса ректификации, т. е. разность между общим числом независимых переменных и числом уравнений, равно удвоенному числу получаемых продуктов разделения

$$V = 2n \quad (II.3)$$

Так, для процесса ректификации в простой колонне с отбором верхнего и нижнего продуктов при заданных расходе, составе и агрегатном состоянии сырья и давления в колонне существует четыре степени свободы проектирования процесса ректификации, т. е. для выполнения расчетов необходимо предварительно задаться четырьмя независимыми переменными. Для процесса ректификации в сложной колонне с отбором верхнего, нижнего продукта и боковых потоков число степеней свободы, в соответствии с уравнением (II.3) увеличивается на удвоенное число боковых отборов, т. е. в сложной колонне с одним боковым отбором число степеней свободы равно шести, с двумя боковыми отборами — восьми и т. д.

При выполнении проверочных расчетов ректификации в простой колонне обычно задаются числом тарелок N_1 и N_2 , флегмовым числом R и количеством дистиллята D или долей его по отношению к сырью α . В сложной колонне с отборами боковых потоков необходимо задаваться еще расходами боковых потоков S_i или

долями отбора боковых потоков z_j от расхода сырья и числами тарелок в секциях, из которых производится боковой отбор. Вместо расхода бокового потока S_j можно задаваться коэффициентами a_{kj} , определяющими долю потока, поступающего из секции k в секцию j при наличии бокового отбора потока.

При выполнении проектных расчетов в исходных данных принимают заданное разделение компонентов в продуктах, используя, однако, не более половины числа степеней свободы, остальные степени свободы предназначаются для тех же параметров, что и в проверочном расчете. Например, при изложении расчета ректификации многокомпонентных смесей в простой колонне приняты такие сочетания параметров: x_{D1} , D , N_1 , N_2 или x_{D1} , x_{W1} , N_1/N , β .

Для процесса абсорбции в простой колонне также характерно наличие четырех степеней свободы проектирования. В проверочном варианте расчета обычно задаются расходом сухого газа, количеством тощего абсорбента, числом тарелок в колонне и положением тарелки питания. В проектном расчете одну из переменных (обычно расход абсорбента) заменяют заданным извлечением целевого компонента.

Давление в колонне является одним из основных параметров технологического режима. При выборе давления в ректификационных колоннах обычно исходят из минимальных затрат на разделение смесей. Изменяя давление существенным образом влияет на процесс разделения. Так, увеличение давления в первую очередь приводит к повышению температур кипения и конденсации разделяемой смеси. Это позволяет применять более дешевые хладагенты или уменьшать поверхность теплообмена конденсатора, однако при этом может возникнуть необходимость применения специальных теплоносителей для нагрева низа колонны. При увеличении давления уменьшается относительная летучесть компонентов смеси и поэтому для заданного разделения требуется большее число тарелок или увеличенный расход орошения. Повышение давления в колонне приводит к увеличению ее производительности или к уменьшению диаметра колонны. Таким образом, при оценке и выборе давления в ректификационной колонне необходимо анализировать довольно сложную зависимость приведенных затрат на разделение от целого ряда факторов с учетом возможных технологических ограничений.

Многолетний опыт ректификации нефтей, нефтяных фракций и углеводородных газов позволяет высказать следующие соображения относительно выбора рабочего давления в колоннах.

При ректификации нефтяных фракций и углеводородов от C_3 и выше оптимальным обычно является давление, которое соответствует применению более дешевых хладагентов и теплоносителей, т. е. минимальное давление, при котором конденсацию верхнего продукта можно проводить водой или воздухом без предварительного их охлаждения. Следовательно, выбранная температура в емкости орошения и будет определять давление в колонне:

при парциальной конденсации паров верхнего продукта это давление точки росы, а при полной конденсации — давление насыщенных паров кипящей жидкости. При использовании в качестве хладагента воды температура в емкости орошения определяется максимально возможной температурой воды, при которой разница температур на холодном конце теплообменника составляет $15-20^\circ\text{C}$. При использовании воздуха температура в емкости орошения должна быть на 20°C выше максимально возможной температуры воздуха.

При полной конденсации паров верхнего продукта часто используют переохлажденную флегму — так называемое холодное орошение. В этом случае в емкости орошения принимается давление несколько большее, чем давление насыщенных паров дистиллята при выбранной температуре, что и обеспечивает переохлаждение флегмы в этих условиях.

Для высококипящих углеводородов и нефтяных фракций (C_3 и выше) давление насыщенных паров верхнего продукта при температуре конденсации обычно оказывается меньше атмосферного. В связи с этим разделение высококипящих смесей производится при избыточном давлении в емкости орошения несколько большем атмосферного (порядка $0,01-0,05$ МПа), если при этом нет необходимости специально уменьшать давление вследствие возможного термического разложения продуктов. В редких случаях необходимость понижения давления до величины более низкой, чем атмосферное, или превышения расчетного значения определяется условиями предыдущего либо последующего технологических процессов.

В практике нефтегазопереработки в настоящее время наиболее часто используется воздушное охлаждение вместо широко применявшегося ранее водяного. Однако при необходимости получения давления, близкого к атмосферному при невысокой температуре паров, уходящих с верхней тарелки колонны, применяется смешанное охлаждение — сначала воздушное (примерно до 50°C) и затем водяное (до 30°C).

При окончательном определении давления в колонне необходимо учитывать сопротивление системы конденсациям паров верхнего продукта, племевой трубы и контактных устройств.

При ректификации легких углеводородных газов, главным образом при выделении из смеси метана и этана, оптимальное давление может изменяться в довольно широких пределах, так как оно связано не только с составом смеси, но и с технологической схемой установки, определяющей возможность использования дешевых хладагентов, получаемых непосредственно из исходного сырья. При выборе давления необходимо также иметь в виду, что максимальное его значение не должно приближаться к критическому давлению смеси в нижней части колонны и что разделяемая смесь не должна подвергаться химическому разложению.

В абсорберах повышение давления и понижение температуры благоприятно сказывается на извлечении компонентов: увеличив давление, можно сократить расход абсорбента или уменьшить число тарелок. Работа при повышенном давлении связана с дополнительными эксплуатационными затратами, в связи с чем давление в абсорберах определяется также на основе технико-экономического анализа общих затрат на разделение. Выбор температуры и давления абсорбции в основном зависит от требуемой глубины извлечения целевых компонентов. Чем больше глубина извлечения легких компонентов, тем более выгодно применять высокие давления и низкие температуры. Например, для извлечения этана из природного газа применяют давление до 4 МПа и температуру порядка минус 80—100 °С. На современных газоперерабатывающих заводах применяемое давление абсорбции углеводородных газов обычно зависит от давления в системе транспорта газа в газопроводах и достигает 8 МПа.

При десорбции и отпарке понижение давления и повышение температуры улучшает процесс извлечения компонентов и уменьшает расходы тепла, отпаривающего агенты или потребное число тарелок. Если нет необходимости конденсировать отпариваемые фракции, то давление в аппарате принимается минимальным, в противном случае оно определяется условиями конденсации верхнего продукта.

2. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН ДЛЯ РАЗДЕЛЕНИЯ БИНАРНЫХ СМЕСЕЙ

В промышленной практике сравнительно редко встречаются бинарные смеси без примесей более легких или более тяжелых компонентов. Тем не менее, технологический расчет многих процессов и аппаратов может быть выполнен на основе представления разделяемой смеси в виде бинарной. В практике нефтегазопереработки и нефтехимии к таким процессам относятся: разделение смеси легких непредельных углеводородов с соответствующими предельными углеводородами — этана с этиленом и пропана с пропиленом; разделение смесей бутанов или пентанов; получение ароматических углеводородов из смесей бензола и толуола, этилбензола и ксилолов и т. д. Кроме того, на основе бинарных смесей ключевых компонентов рассчитывается также разделение многокомпонентных смесей (см. п. 5 данной главы).

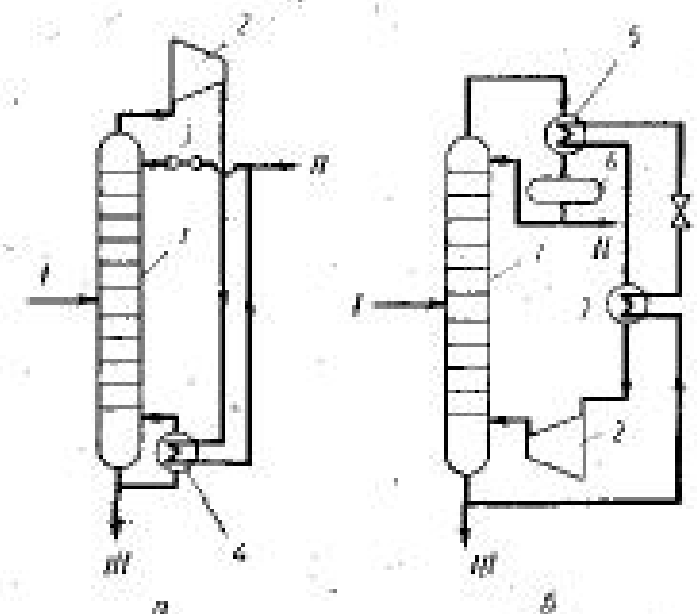
Технологические схемы ректификации бинарных смесей зависят прежде всего от природы разделяемых смесей.

При разделении бинарных углеводородных смесей применяются главным образом схемы установок с простыми ректификационными колоннами, однако в целом ряде случаев целесообразно использовать и сложные ректификационные колонны — с двумя вводами питания, с промежуточными подогревателями или конденсаторами по высоте аппарата. В связи с этим далее рассматри-

вается расчет процесса ректификации не только в простых, но и в сложных колоннах, а в примерах расчета сравнивается эффективность применения сложной ректификационной колонны с двумя вводами питания при разделении смеси бензол — толуол.

При разделении смесей близкостоящих легких углеводородов применяются также усовершенствованные технологические схемы процессов ректификации с «тепловым насосом» на верхнем или

Рис. II-1. Схемы ректификации смесей с «тепловым насосом» на верхнем (а) и нижнем (б) продуктах: 1 — колонна; 2 — компрессор; 3 — дроссель; 4 — подогреватель; 5 — конденсатор-холодильник; 6 — емкость орошения; 7 — теплообменник; I — сырье; II — дистиллят; III — остаток.



нижнему продуктам. Такие схемы обладают высокой эффективностью, поэтому ниже будет рассмотрен также их расчет.

При «тепловом насосе» на верхнем продукте тепло, выделяемое при конденсации, используется для подогрева и испарения остатка (рис. II-1, а). Чтобы температура конденсации была выше температуры низа колонны, пары верхнего продукта компримируют. Для ректификации близкостоящих смесей требуются сравнительно небольшие затраты на сжатие газа. После прохождения теплообменника часть газа, используемая как орошение колонны, проходит через дроссель, в котором давление снижается до его рабочей величины.

В аналогичных условиях применяется такая схема «теплового насоса» на нижнем продукте (рис. II-1, б). Охлажденная после дросселирования жидкость, отбираемая уже снизу колонны, используется как хладагент в конденсаторе. Образующиеся пары компримируют и направляют в колонну.

Рассмотрим технологические схемы процесса ректификации с «тепловым насосом» на промежуточном продукте (рис. II-2). В отличие от рассмотренных выше схем с «тепловым насосом» на верхнем или нижнем продуктах здесь в качестве рабочего агента используется пар или жидкость из промежуточных сечений соответственно концентрационной или отгонной секций колонны. Если отбирается пар из промежуточного сечения верхней секции колонны (рис. II-2, а), то он компримируется и используется как

теплоноситель в промежуточном и концевом кипятильниках колонны. После дросселирования и охлаждения сконденсированный пар подается в то же сечение колонны в виде флегмы. Если же отбирается жидкость из промежуточного сечения нижней секции колонны (рис. II-2, б), то она дросселируется и используется далее в качестве хладагента в промежуточном и концевом конденсаторах колонны. После компримирования пар снова направ-

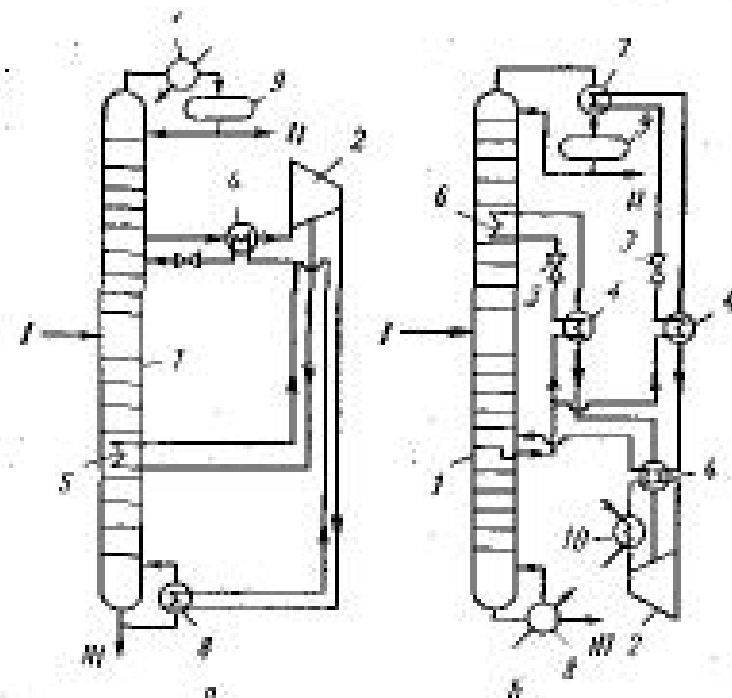


Рис. II-2. Схемы ректификации смесей с отепленным насосом на промежуточных продуктах верхней (а) и нижней (б) частей колонны: 1 — колонна; 2 — компрессор; 3 — дроссель; 4 — теплообменник; 5 — промежуточный кипятильник; 6 — промежуточный конденсатор; 7 — конденсатор-холодильник; 8 — кипятильник; 9 — смесь промывки; 10 — холодильник; I — сырье; II — дистиллят; III — остаток.

ляется в колонну, выполняя уже роль отгонного пара промежуточного подогревателя. Схемы процессов ректификации с «теплым насосом» на промежуточных продуктах можно применять при разделении ширококипящих смесей.

С точки зрения дальнейшего уменьшения энергозатрат весьма перспективна также реализация процесса ректификации в конденсационно-испарительных аппаратах, в которых тепло конденсации паров укрепляющей секции используется для испарения жидкости в исчерпывающей секции колонны. Для этой цели в укрепляющей секции поддерживается большее давление, чем в исчерпывающей; конструктивно такой аппарат выполняется в виде теплообменника, реализующего теплообмен между парами и жидкостью верхней и нижней частей колонны.

На рис. II-3, а, б показаны принципиальные схемы установки с конденсационно-испарительными аппаратами для разделения паровых и жидких смесей. Работа разделительной колонны по таким схемам, например, при разделении паровых смесей, будет протекать следующим образом. Исходная паровая смесь поступает в трубное пространство колонны 1. Проходя трубки, она частично испаряется, в результате чего в верхней части колонны образуется необходимое орошение и происходит концентрация легколетучих компонентов в парах. Жидкость, стекающая из трубного пространства, через дроссель 3 подается на верх колонны в межтрубное

пространство 2 (исчерпывающая часть), где поддерживается пониженное давление. Перетекая в межтрубное пространство, жидкость частично испаряется под действием тепла, выделяющегося при конденсации паров в трубном пространстве. Образующееся паровое орошение создает необходимые условия для исчерпывания труднолетучего компонента из кубовой жидкости. Компрессором 4 уходящая из межтрубного пространства паровая смесь

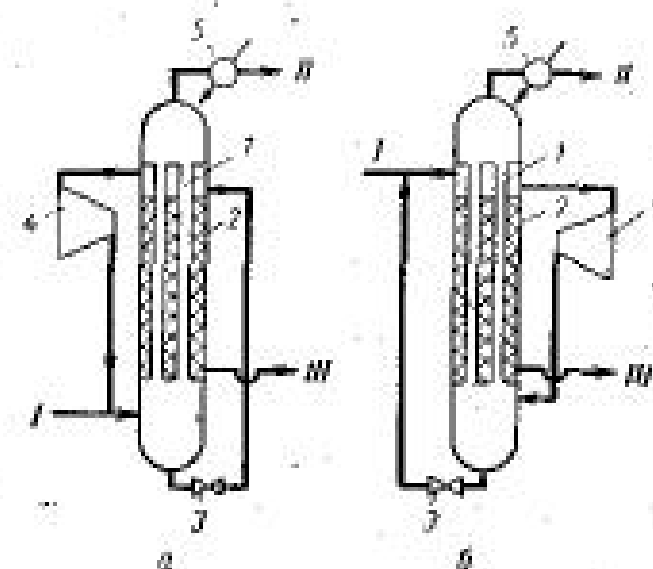


Рис. II-3. Схемы ректификации паровых (а) и жидких (б) смесей в конденсационно-испарительных аппаратах:

1 — укрепляющая (конденсационная) часть колонны; 2 — исчерпывающая (испарительная) часть колонны; 3 — дроссель; 4 — компрессор; 5 — конденсатор-холодильник; I — исходная смесь; II — дистиллят; III — остаток.

вместе с исходной смесью направляется в трубное пространство колонны. Дистиллят отбирается сверху трубного пространства, а остаток — снизу межтрубного пространства колонны. В приведенных на рис. II-3, а, б схемах отгонный пар, выходящий из исчерпывающей секции, сжимается компрессором до давления укрепляющей секции колонны. Дополнительная энергия, расходуемая в компрессоре, значительно меньше тепловых потерь процесса ректификации, протекающего по обычной схеме.

Приведенными выше технологическими схемами, естественно, не ограничиваются направления дальнейшего усовершенствования процесса ректификации бинарных смесей. Так, весьма перспективным является применение технологических схем термической [1] и циклической [2] ректификации, изотермического разделения [3] и т. д. Следует также отметить, что рассмотренные здесь схемы, очевидно, могут успешно применяться не только при ректификации бинарных, но и многокомпонентных смесей.

Исходные данные технологического расчета зависят от того, какой выполняется расчет — проектный или поверочный.

Расчет процесса ректификации бинарных смесей проводится обычно в проектном варианте, так как четырех степеней свободы проектирования в этом случае оказывается достаточно для выполнения безытерационных вычислений. Действительно, задавшись содержанием легколетучего компонента в дистилляте и остатке (фактически, полным составом продуктов), флегмовым числом или коэффициентом избытка флегмы и положением тарелки питания, легко определить число тарелок, которое необходимо для

заданного разделения, тепловые нагрузки на конденсатор и испаритель и внутренние материальные потоки в колонне.

Положение тарелки питания обычно в исходных данных не задается, так как процедура определения числа тарелок обеспечивает нахождение оптимального положения тарелки питания при минимальном общем числе тарелок [4].

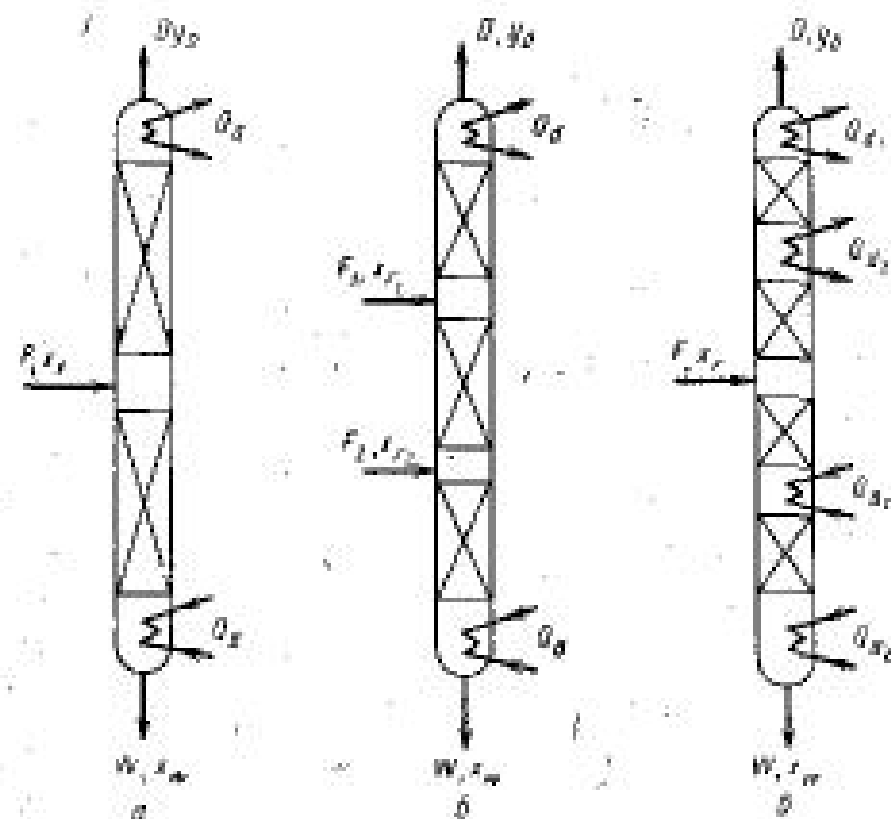


Рис. 11-4. Схемы простой (а) и сложных (б) и (в) ректификационных колонн.

В качестве простой ректификационной колонны далее рассматривается полная колонна с двумя секциями (рис. 11-4, а); в качестве сложных — трехсекционная колонна с двумя вводами питания (рис. 11-4, б) и четырехсекционная колонна с промежуточными конденсатором и испарителем (рис. 11-4, в).

В предлагаемой ниже методике расчета исходными данными являются количества и составы сырьевых потоков, их температуры и давления (F_j, x_{Fj}, t_{Fj}, P_j при $j = 1, 2$), содержание легколетучего компонента в дистилляте и остатке, коэффициент избытка флегмы (β); в результате расчета определяются выходы дистиллята и остатка (D и W), флегмовое число (R), число теоретических тарелок по секциям (N_j при $j = 1, 2, 3, 4$), тепловые нагрузки на конденсатор и испаритель (Q_{Dj}, Q_{Kj} при $j = 1, 2$) и внутренние материальные потоки в колонне (V_j, L_j при $j = 1, 2$).

Далее не только приводятся рекомендуемые расчетные уравнения и графики, но и объясняются правила пользования ими, а также рассматриваются наиболее важные положения из теории ректификации, необходимые для понимания существа предлагаемого материала.

Температурный режим колонны определяется главным образом заданными условиями разделения. Действительно, после того как принята температура в емкости орошения и определено давление в колонне, могут быть рассчитаны температуры потоков в колонне по данным об их составе. Температуры паров дистиллята с верхней тарелки (t_D) и жидкого остатка (t_W) определяются по диаграммам $y-x$ и $t-y, x$ (рис. 11-5); температура парового

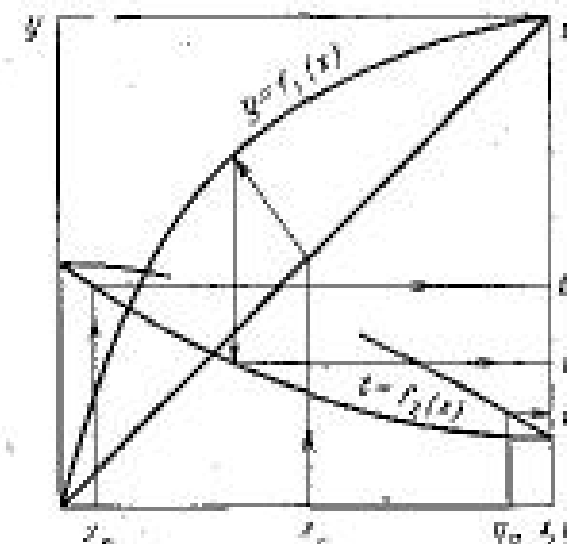


Рис. 11-5. Графическое определение температур внешних потоков при разделении бинарных смесей.

потока — по верхней кривой, температура жидкого потока — по нижней. Следует отметить, что каждому давлению соответствует свое положение кривых на диаграмме $t-y, x$. При подаче сырья в паро-жидкостном состоянии с заданной долей отгона с температурой сырья можно определить при помощи графиков $y-x$ и $t-y, x$. Для этого на графике $y-x$ проводится линия I , тангенс наклона которой равен $(1-\epsilon)/\epsilon$. Точка пересечения этой линии с кривой равновесия определяет составы образовавшихся паровой и жидких фаз, по которым можно найти искомую температуру, пользуясь диаграммой $t-y, x$. При перегонке с водяным паром или инертным газом температура потоков определяется с учетом их парциальных давлений.

Материальный баланс колонны (общий и покомпонентный) дает возможность определить выход дистиллята и остатка. Для колонны с одним вводом питания имеем

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W} \quad (11.4)$$

$$W = F - D \quad (11.5)$$

Для колонны с двумя вводами питания к уравнениям (11.4) и (11.5) следует добавить

$$F = F_1 + F_2 \quad (11.6)$$

$$x_F = \frac{F_1 x_{F1} + F_2 x_{F2}}{F_1 + F_2} \quad (11.7)$$

Флегмовое число (отношение количества горячего орошения к количеству дистиллята) вместе с числом тарелок являются основными параметрами, определяющими заданное разделение в процессе ректификации. При увеличении флегмового числа необходимое число тарелок уменьшается и наоборот. Предельные значения флегмового числа ($R_{\min}$ и $R_{\max} = \infty$) определяют следующие характерные условия разделения. Минимальное флег-

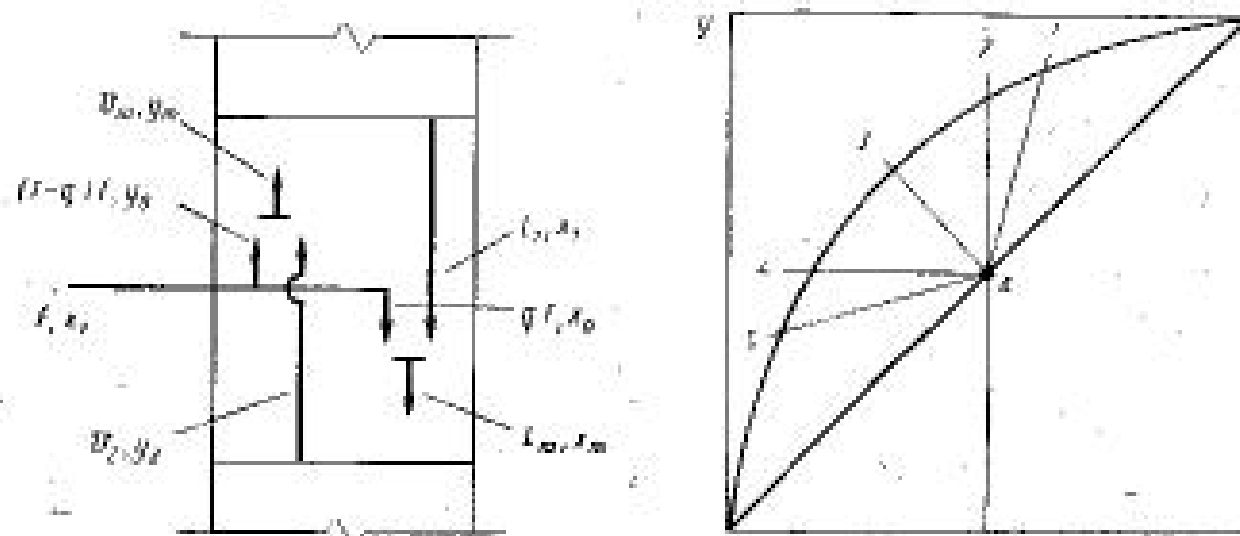


Рис. 11-6. Схемы потоков в секции питания колонны.

Рис. 11-7. Положение q -линии в зависимости от состава исходного сырья: 1 — переохлажденная жидкость ($q < 1$); 2 — кипящая жидкость ($q = 1$); 3 — парожидкостная смесь ($q = 0-1$); 4 — насыщенный пар ($q = 0$); 5 — перегретый пар ($q > 1$).

мовое число отвечает такому расходу орошения, при котором требуется бесконечное число тарелок для получения заданного разделения компонентов. Условие минимального орошения получается в том случае, когда в определенных сечениях колонны устанавливается область постоянных концентраций (ОПК) и движущая сила процесса разделения становится равной нулю. При бесконечном флегмовом числе требуется минимальное число тарелок для получения заданного разделения. Необходимо отметить, что понятия о предельных значениях флегмовых чисел используются только при выполнении проектных расчетов колонн, так как в действующих колоннах, т. е. при заданном числе тарелок, режим минимального орошения не реализуется и, следовательно, не имеет физического смысла.

Таким образом, предельными условиями разделения при расчете процесса ректификации являются, с одной стороны, минимальное флегмовое число при бесконечном числе тарелок, с другой — минимальное число тарелок при бесконечном флегмовом числе. Реальные условия процесса разделения (работы колонны) отвечают промежуточному значению флегмового числа при соответствующем числе тарелок $R > R_{\min}$ или $\beta > 1$ при $N > N_{\min}$.

Поскольку значение $R_{\min}$ существенным образом зависит от агрегатного состояния питания, рассмотрим сначала некоторые элементы расчета секции питания колонны (рис. 11.6). Количе-

ства пара и жидкости, поступающие соответственно на нижнюю тарелку концентрационной и верхнюю тарелку отгонной секций колонны в широком диапазоне изменения температур, можно определять по уравнениям

$$V_m = V_2 + (1-q)F \quad (11.8)$$

$$L_m = L_1 + qF \quad (11.9)$$

где

$$q = \frac{H_{0x_F} - H_{1x}}{h_F} \quad (11.10)$$

H_{0x_F} — энтальпия насыщенных паров состава x_F ; H_{1x} — энтальпия исходного сырья x_F при температуре t_F .

Для переохлажденной жидкости $q > 1$; для перегретого пара $q < 0$; в пределах температур начала и конца кипения жидкости $q = 0-1$ и $q = 1-e$.

При графическом определении флегмового числа далее используется q -линия, определяющая точки пересечения рабочих линий верхней и нижней частей колонны (рис. 11-7). Эта линия проходит через точку А на диагонали диаграммы $y-x$, абсцисса которой равна составу сырья x_F ; тангенс угла наклона q -линии равен $q/(q-1)$.

Если зона ОПК соответствует тарелке питания, то минимальное флегмовое число в простой колонне определяется уравнением

$$R_{\min} = \frac{y_D - y^*}{y^* - x^*} \quad (11.11)$$

где y^* и x^* — координаты точки пересечения q -линии с кривой равновесия фаз.

Для колонны с двумя вводами питания (I и II) $R_{\min}$ отвечает одной из зон ОПК в районе тарелки питания и определяется по наибольшему значению $R_{\min}^I$ (или $R_{\min}^{II}$), вычисленному по уравнениям

$$R_{\min}^I = \frac{y_D - y_{01}}{y_{01} - x_{01}} \quad (11.12)$$

$$R_{\min}^{II} = \frac{(y_D - y_{02}) - \theta [x_F - q_1 x_{02} - y_{02} (1 - q_1)]}{y_{02} - x_{02}} \quad (11.13)$$

где $\theta = F_1/D$; y_0 и x_0 — координаты точек пересечения q -линий питания с кривой равновесия; индексы 1 и 2 относятся соответственно к верхнему и нижнему питаниям.

На основе расчетного значения $R_{\min}$ и принятого коэффициента избытка флегмы β определяется рабочее флегмовое число в верхней секции простой и сложной колонн с двумя вводами питания (см. рис. 11-4, а, б)

$$R_1 = \beta R_{\min}$$

Для колонны с промежуточным конденсатором (см. рис. II-1, а) флегмовое число во второй секции определяется аналогично простой колонне

$$R_2 = \beta R_{\min}$$

в верхней секции принимается

$$R_1 < R_2$$

Коэффициент избытка флегмы назначается обычно в пределах $\beta = 1,1-1,5$. Однако можно определить и оптимальное его значение ($\beta_{\text{опт}}$ или $R_{\text{опт}}$), соответствующее минимальным приведенным затратам (см. гл. IV).

Число теоретических и реальных тарелок наиболее просто определяется графическим путем по диаграмме $y-x$ при допущении постоянства потоков по высоте аппарата.

На диаграмме $y-x$ строятся кривые зависимости равновесных и неравновесных (рабочих) концентраций компонентов в потоках.

Равновесные концентрации пара и жидкости связаны между собой уравнением фазового равновесия

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1) x_n} \quad (II.14)$$

где $\alpha = k_1/k_2$; k_1 и k_2 — константы равновесия соответственно легко- и тяжелолетучих компонентов.

При графическом изображении этой зависимости с учетом влияния температуры более удобно пользоваться следующими уравнениями

$$x_n = \frac{1 - k_2}{k_1 - k_2} \quad (II.15)$$

$$y_n = k_1 x_n \quad (II.16)$$

При расчете x_n и y_n по этим уравнениям сначала для нескольких значений температур между температурами кипения легко- и тяжелолетучего компонентов определяются константы равновесия k_1 и k_2 . После этого для принятых значений температур по уравнениям (II.14) и (II.15) могут быть рассчитаны соответствующие равновесные составы фаз.

Неравновесные концентрации компонентов во встречных потоках определяются уравнениями материального баланса в виде уравнений рабочих линий. Для простой и сложной колонн, а также для верхней и нижней секций колонны с двумя вводами питания уравнения рабочих линий имеют вид

$$y_n = \frac{L}{V} x_{n+1} - \left(1 - \frac{L}{V}\right) y_D \quad (II.17)$$

$$y_n = \frac{L}{V} x_{n+1} - \left(\frac{L}{V} - 1\right) x_W \quad (II.18)$$

Здесь соотношения потоков L/V связаны с флегмовыми и отпарными числами следующими уравнениями

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{1+R} \quad \frac{V}{L} = \frac{U}{1+U}$$

В полной ректификационной колонне при заданных величинах R , α и q отпарное число U может быть вычислено из уравнения

$$U = \frac{\alpha(1+R) - (1-\alpha)}{1-\alpha}$$

Для средней секции колонны с двумя питаниями уравнение рабочей линии имеет такой вид

$$y_n = \frac{L}{V} x_{n+1} + a \quad (II.19)$$

где

$$\frac{L}{V} = \frac{q\theta + R}{1 + R - (1-q_1)\theta} \quad \theta = \frac{F_1}{D} \quad (II.20)$$

$$a = \frac{y_D - x_F \theta}{1 + R - (1-q_1)\theta} \quad (II.21)$$

Расчеты по уравнениям (II.14), (II.17), (II.18) можно проводить, выражая составы потоков как в массовых, так и в мольных концентрациях, а их количества соответственно в кг или моль, так как в обоих случаях равновесные составы фаз выражаются одним и тем же уравнением (II.14). При использовании уравнений (II.15) и (II.16) мольные концентрации равновесных фаз пересчитываются в массовые.

На диаграмме $y-x$ равновесная зависимость, описываемая уравнением (II.14), изображается кривой 1, а рабочие линии, описываемые уравнениями (II.17), (II.18), — отрезками прямых 2 и 3 (рис. II-8). При графическом построении числа тарелок кроме указанных линий используют также q -линию.

Графическое определение числа теоретических тарелок процесса ректификации производится следующим образом (рис. II-8). Из точки A на диагонали диаграммы с координатой, соответствующей составу сырья x_F , проводится q -линия, тангенс наклона которой равен $q/(q-1)$. Значение q определяется по уравнению (II.10). Через точку D на диагонали диаграммы с координатой, равной составу дистиллята, и точку K с ординатой $a = y_D/(1+R)$ проводится прямая — рабочая линия концентрационной части колонны. Точку C на пересечении этой линии с q -линией соединяют с точкой E на диагонали диаграммы, абсцисса которой соответствует составу остатка; получают рабочую линию отгонной части колонны.

При подаче сырья в однофазном состоянии число теоретических тарелок определяют в результате построения ступенчатой линии между равновесной кривой и ломаной линией DCE . Оно равно числу построенных ступеней. При подаче сырья в паро-жидкостном

состоянии ступенчатую линию строят между равновесной кривой и ломаной $DLME$, образованной рабочими линиями верхней части колонны. При однофазном сырье тарелке питания на графике $y-x$ соответствует ступень изменения концентраций, которую пересекает q -линия.

При подаче сырья в паро-жидкостном состоянии одна тарелка питания, принадлежащая отгонной части колонны, расположена

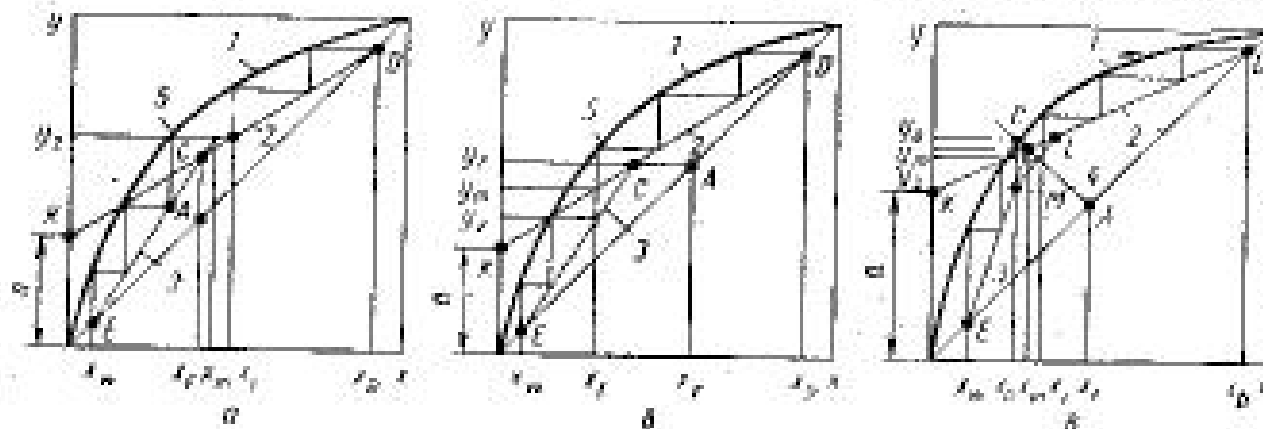


Рис. 11-8. Графический расчет числа теоретических тарелок при подаче сырья в колонну в виде кипящей жидкости (а), насыщенного пара (б) и паро-жидкостной смеси (в): 1 — равновесная кривая; 2 — рабочая линия верхней части колонны; 3 — та же линия нижней части колонны; 4 — q -линия; 5 — тарелка питания.

ниже q -линии, а другая, принадлежащая концентрационной части, выше q -линии. Нижняя тарелка на графике $y-x$ соответствует кипятивильнику, верхняя — парциальному конденсатору,

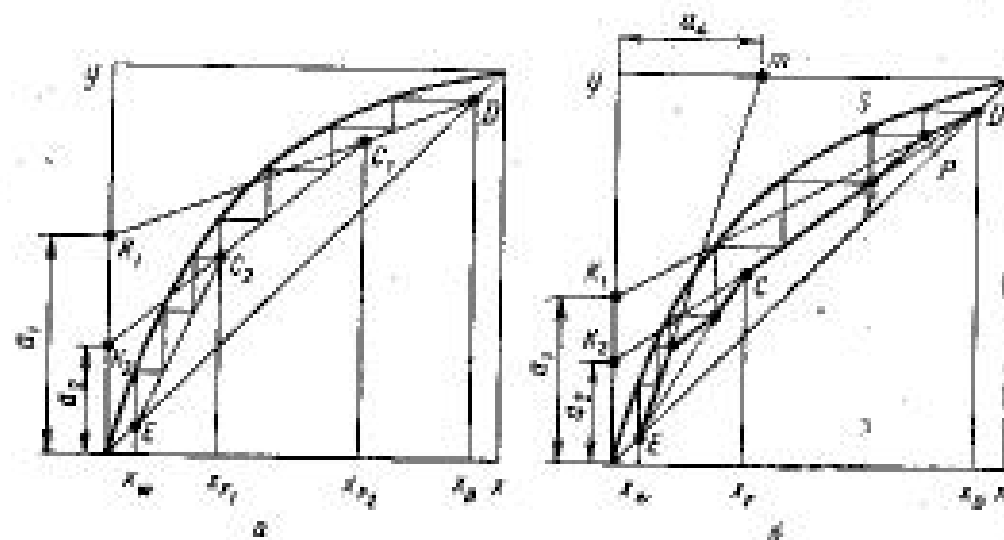


Рис. 11-9. Графический расчет числа теоретических тарелок в колонне с двумя вводами питания (а) и с промежуточными отводами и подводом тепла (б).

если последний используется для создания орошения в колонне. На рис. 11-8 показан также графический расчет зоны питания, т. е. определение концентраций потоков в районе тарелки питания (см. также рис. 11-6).

При расчете числа теоретических тарелок колонны с двумя вводами питания (рис. 11-9, а) рабочие линии проводятся следующим образом. Через точку D с координатой, равной составу

дистиллята, и через точку K_1 с ординатой $a_1 = y_D/(1+R)$ проводится рабочая линия верхней секции колонны. Через точку C_1 на пересечении прямой DK_1 с q -линией верхнего питания и точку K_2 с ординатой $a_2 = a$, определяемой уравнением (11.21), проводится рабочая линия средней секции колонны. Через точку C_2 на пересечении линии C_1K_2 с q -линией нижнего питания и точку E с координатами, равными составу остатка, проводится рабочая

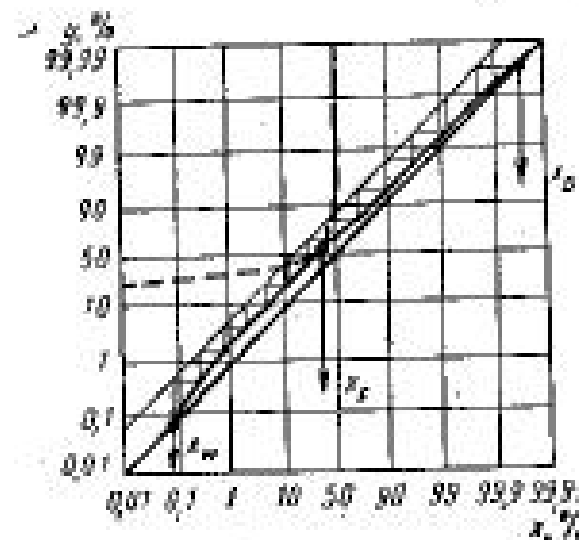


Рис. 11-10. Графический расчет числа теоретических тарелок при высоких и низких концентрациях извлекаемого компонента в дистилляте и остатке соответственно.

линия нижней секции колонны. Число теоретических тарелок определяется в результате построения ступенчатой линии между равновесной кривой и ломаной линией DC_1C_2E .

При наличии промежуточных подводов и отводов тепла построение проводится следующим образом (рис. 11-9, б). Сначала проводятся две рабочие линии верхней секции колонны соответственно через точки D, K_1 и D, K_2 . Далее через точки E и C проводится рабочая линия третьей секции колонны и через точки E и M — рабочая линия нижней секции колонны. При этом на осях координат откладываются следующие значения отрезков

$$a_1 = \frac{R_1}{1+R_1} y_D$$

$$a_2 = \frac{R_2}{1+R_2} y_D$$

$$a_3 = \frac{B_1 + F(1-e) \lambda_W x_W}{B_1 + F(1-e) \lambda_W}$$

Определение числа теоретических тарелок производится в такой последовательности: в верхней секции колонны построение ступенчатой линии проводят между кривой равновесия и рабочей линией секции до тарелки PST , на которой предполагается промежуточная конденсация парового потока, далее — между кривой равновесия и рабочей линией следующей секции до тарелки питания и т. д. На рис. 11-9 сырье подается в колонну при температуре кипения.

При малых и больших значениях концентраций одного из компонентов ($x < 0,01$ и $y > 0,95$ мольных долей) число теоретических тарелок целесообразно определять, используя диаграмму $y-x$ (рис. II-10) в координатах: $\lg \frac{y}{1-y}$ (ордината) и $\lg \left(\frac{x}{1-x} \right)$ (абсцисса).

При ректификации идеальных бинарных смесей в условиях незначительного изменения потоков по высоте аппарата число теоретических тарелок можно определять также аналитическим путем [5]. При этом расчетные уравнения имеют следующий вид: для концентрационной части колонны

$$N_1 = \frac{\lg \left(\frac{y_D - d}{c - y_D} \cdot \frac{c - x_F}{x_F - d} \right)}{\lg \alpha'} \quad (\text{II.22})$$

где

$$a = 0,5 \left[1 + \frac{\alpha}{(\alpha-1)R} - \frac{y_D}{R} \right]$$

$$b = \frac{y_D}{(\alpha-1)R}$$

$$c = a + \sqrt{a^2 - b}$$

$$d = a - \sqrt{a^2 - b}$$

$$\alpha' = 1 + \frac{(\alpha-1)(c-d)}{1+d(\alpha-1)}$$

для отгонной части колонны

$$N_2 = \frac{\lg \left(\frac{x_F - d'}{c' - x_F} \cdot \frac{c' - x_W}{x_W - d'} \right)}{\lg \alpha''} \quad (\text{II.23})$$

где

$$e = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W}$$

$$R' = - \left[1 + \frac{e(1+R) - (1-e)}{1-e} \right]$$

$$a' = 0,5 \left[1 + \frac{\alpha}{(\alpha-1)R'} - \frac{x_W}{R'} \right]$$

$$b' = \frac{x_W}{(\alpha-1)R'}$$

$$c' = a' + \sqrt{a'^2 - b'}$$

$$d' = a' - \sqrt{a'^2 - b'}$$

$$\alpha'' = 1 + \frac{(\alpha-1)(c'-d')}{1+d'(\alpha-1)}$$

Пример расчета колонны по данным уравнениям рассматривается в п. 5 настоящей главы.

При значительном изменении давления по высоте колонны, например, при ректификации под вакуумом, относительные летучести компонентов смеси могут также сильно изменяться. В этом случае расчет лучше проводить не по средним летучестям, а с использованием кривых равновесия для различных давлений, причем рабочие линии со ступенями изменения концентраций следует строить, учитывая изменение давления в каждой ступени.

Число теоретических тарелок процесса, в котором массовые или мольные потоки пара и жидкости заметно изменяются по высоте колонны (главным образом вследствие различных значений скрытых теплот испарения компонентов), следует определять по тепловой диаграмме $H-x$, y или по диаграмме $y-x$, используя при этом тепловую диаграмму для построения рабочих линий колонны. Поскольку построение числа теоретических тарелок при помощи диаграммы $y-x$ изложено достаточно подробно, рассмотрим только способы уточнения положения рабочих линий на этой диаграмме при переменных потоках пара и жидкости по высоте аппарата.

Как известно, тепловая диаграмма связывает энтальпии равновесных потоков с их составами (рис. II-11). На оси абсцисс тепловой диаграммы отложены составы пара и жидкости, а на оси ординат — их энтальпии. Верхняя ветвь диаграммы соответствует состоянию насыщенного пара, нижняя — кипящей жидкости. Линии ab , соединяющие точки равновесных составов пара и жидкости, называются конодами. Неравновесные составы фаз, отвечающие рабочим линиям ac , находят на тепловой диаграмме при помощи следующих соотношений, полученных в результате совместного решения системы уравнений материального и теплового балансов

$$\frac{y_D - y_n}{y_n - x_{n+1}} = \frac{H_{nD}^* - H_{n,n}}{H_{n,n} - H_{n,n+1}} \quad (\text{II.24})$$

$$\frac{x_{m+1} - x_W}{y_m - x_{m+1}} = \frac{H_{m,m+1} - H_{m,W}^*}{H_{n,n} - H_{m,m+1}} \quad (\text{II.25})$$

где

$$H_{nD}^* = H_{nD} + \frac{Q_d}{D}$$

$$H_{mW}^* = H_{mW} - \frac{Q_R}{W}$$

$H_{n,n}$ и $H_{n,m}$ — энтальпии потоков пара G_n и G_m при соответствующей температуре; $H_{m,n+1}$ и $H_{m,m+1}$ — энтальпии потоков жидкости L_{n+1} и L_{m+1} при соответствующей температуре; Q_W — тепло кипятильника без учета тепловых потерь в колонне.

Поскольку тепло брошения

$$Q_d \approx DR\lambda$$

имеем

$$H_{n,D}^* = H_{n,D} + R\lambda$$

По уравнению (II.24) рабочие линии проходят через точку S_1 с координатами $H_{n,D}^*$ и y_D , по уравнению (II.25) — через точку

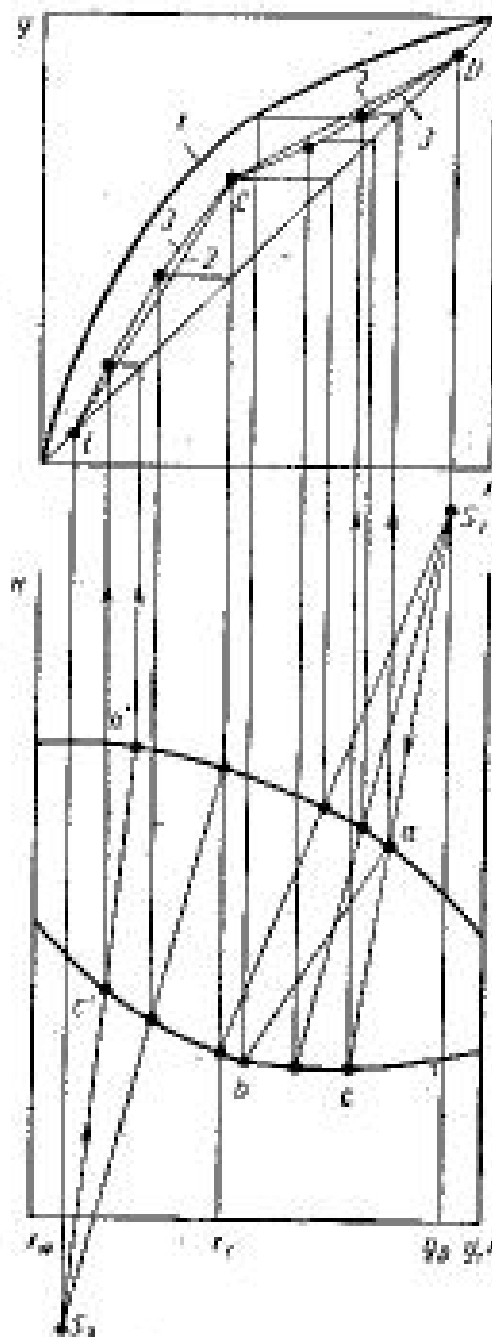


Рис. II-11. Построение рабочих линий на диаграмме $y-x$ при помощи тепловой диаграммы:
1 — равновесная линия;
2 — рабочие линии при L и $V = \text{const}$; 3 — то же при переменных потоках пара и жидкости по высоте колонны.

S_2 с координатами $H_{ж,w}^*$ и x_w . Точки S_1 и S_2 называются полюсами. Кроме того, на верхней и нижней ветвях диаграммы каждая рабочая линия проходит через две точки с текущими координатами встречных потоков. Следовательно, рабочая линия на тепловой диаграмме $H-y, x$ соответствует точке на рабочей линии диаграммы $y-x$. Таким образом, проводя серию рабочих линий на тепловой диаграмме и используя координаты точек a и c ,

можно получать ряд точек рабочих линий на диаграмме $y-x$. Построение этих точек ясно из рис. II-11.

При построении рабочих линий колонны по уравнениям (II.17) и (II.18) изменение массы потоков по высоте аппарата можно также достаточно точно учесть при помощи приведенных ниже уравнений, отражающих только влияние скрытых теплот испарения компонентов смеси:

для концентрационной части

$$\frac{L/V}{(L/V)_1} = \frac{\lambda_a + (1-y_D)(\lambda_a - \lambda_w)}{\lambda_a + (\lambda_a - \lambda_w) \{ (1-y_D) + (y_D - x_{a+1}) [1 - (L/V)_1] \}} \quad (\text{II.26})$$

и для отгонной части

$$\frac{V/L}{(V/L)_1} = \frac{\lambda_w - x_w(\lambda_a - \lambda_w)}{\lambda_w - (\lambda_a - \lambda_w) [x_w - (y_m - x_w) [1 - (V/L)_1]]} \quad (\text{II.27})$$

где $(L/V)_1$ и $(V/L)_1$ — соотношения расходов потоков в верхнем и нижнем сечениях колонны соответственно при $x_{a+1} = y_D$ и $y_m = x_w$; λ_a, λ_w — теплоты испарения легко- и тяжелокипящего компонентов.

Приведенные зависимости (II.26) и (II.27) могут быть использованы не только при определении числа теоретических тарелок процесса, но и для оценки изменения массы потоков по высоте аппарата при расчете нагрузок по сечениям колонны.

В заключение необходимо отметить, что учет изменения массы потоков по высоте аппарата обычно уменьшает требуемое число теоретических тарелок. Поэтому в практике проектирования колонн методика расчета числа теоретических тарелок по тепловой диаграмме не нашла широкого применения.

Число реальных тарелок в колонне (N_p) определяется как частное от деления числа теоретических тарелок процесса на среднюю эффективность тарелок в каждой секции колонны

$$N_p = N/E$$

Средняя эффективность тарелок E связана с эффективностью массопередачи E_{MV} на каждой тарелке уравнением

$$E = \frac{\ln \left[1 + E_{MV} \left(\frac{mV}{L} - 1 \right) \right]}{\ln \frac{mV}{L}} \quad (\text{II.28})$$

Величина комплекса mV/L изменяется обычно от 0,75 до 1,5 и поэтому в расчетах часто принимают $E \approx E_{MV}$.

При значительной кривизне равновесной линии и изменяющихся значениях эффективности массопередачи на каждой тарелке расчет числа реальных тарелок выполняют графическим путем при помощи диаграммы $y-x$. В этом случае ступенчатая линия, характеризующая фактическое изменение концентраций потоков

по высоте аппарата, проводится между кинетической и рабочими линиями (рис. II-12), при этом точки кинетической кривой определяются на основе исходного выражения эффективности массопередачи

$$E_{MY} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

Методика расчета коэффициентов эффективности массопередачи рассматривается в гл. III.

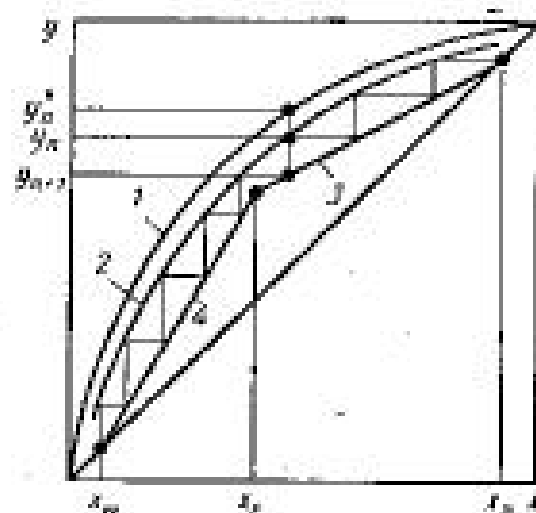


Рис. II-12. Графический расчет числа реальных тарелок;

1 — равновесная кривая;
2 — кинетическая кривая;
3, 4 — рабочие линии верхней и нижней частей колонны соответственно.

Тепловой баланс колонны составляется с целью определения необходимых затрат тепла и холода.

Уравнение теплового баланса колонны имеет следующий вид

$$FH_F + Q_B = Q_D + WH_{ж, w} + Q_d \quad (II.29)$$

где Q_D — тепло, уходящее с дистиллятом; при парциальной конденсации паров вверху колонны $Q_D = DH_{n, D}$ и при полной конденсации паров $Q_D = DH_{ж, D}$.

Количество тепла Q_d , отнимаемое в верхней части колонны, определяется из уравнения теплового баланса парциального конденсатора при частичной конденсации паров верхнего продукта

$$Q_d = D [(1 + R) H_{n, N} - RH_{ж, конд} - H_{n, D}] \quad (II.30)$$

или из уравнения теплового баланса верхней части колонны, включающей конденсатор-холодильник в верхнюю (N -ю) тарелку колонны

$$Q_d = D [(1 + R) H_{n, N-1} - RH_{ж, N} - H_{ж, D}] \quad (II.31)$$

При небольшом изменении концентраций потоков в парциальном конденсаторе или на верхней тарелке колонны вместо приведенных выше уравнений можно использовать следующие приближенные зависимости:

при парциальной конденсации

$$Q_d = D (1 + R) \lambda \quad (II.32)$$

при полной конденсации паров верхнего продукта с подачей орошения при температуре кипения смеси

$$Q_d = D (1 + R) \lambda \quad (II.33)$$

Приход тепла с сырьем определяется следующими уравнениями:

для простой колонны

$$FH_F = F [(1 - q) H_{n, F} + q H_{ж, F}]$$

для колонны с двумя вводами питания

$$FH_F = F_1 (1 - q_1) H_{n, F_1} + F_1 q_1 H_{ж, F_1} + F_2 (1 - q_2) H_{n, F_2} + F_2 q_2 H_{ж, F_2}$$

для колонны с промежуточными конденсаторами и кипяtilьниками

$$Q_B = Q_{B_1} + Q_{B_2}$$

$$Q_d = Q_{d_1} + Q_{d_2}$$

то же при парциальной конденсации паров верхнего продукта

$$Q_{d_1} \approx DR_1 \lambda_1$$

$$Q_{d_2} = D (R_2 \lambda_2 - R_1 \lambda_1)$$

Обычно из уравнения теплового баланса колонны по предварительно найденному значению Q_d определяют величину Q_B ; для промежуточного кипяtilьника принимают $Q_{B_1} < Q_B$. Для колонны, работающей с водяным паром, по найденному значению Q_B определяют Q_d . Для компенсации потерь тепла в окружающую среду количество тепла, подводимого в нижнюю часть колонны, увеличивают на 5—10% по сравнению с расчетным значением.

Расход воды в конденсатор или в конденсатор-холодильник равен

$$V_w = \frac{Q_d}{(T_{вх} - T_{вых}) c_w}$$

где $T_{вх}$, $T_{вых}$ — температуры воды на входе и выходе из конденсатора, К; c_w — теплоемкость воды, кДж/(кг·К).

Расход водяного пара $V_{w, n}$ в подогреватель низа колонны можно определять по уравнению

$$V_{w, n} = Q_B / r$$

где r — тепло конденсации водяного пара, кДж/кг.

Рассмотрим порядок составления теплового баланса колонны с тепловым насосом, например, на верхнем продукте, т. е. по схеме, изображенной на рис. II-13.

Исходными данными к составлению теплового баланса, в том числе и величинами, определенными в предыдущем расчете, являются: состав сырья, его температура, давление в колонне P_1 ;

составы дистиллята и остатка y_D и x_W ; расходы дистиллята и остатка D , W ; температуры t_D и t_W ; расход орошения L , его температура t_L и состав x_D ; — y_D . Сначала определяют температуры всех потоков в контуре «теплого насоса». Температура

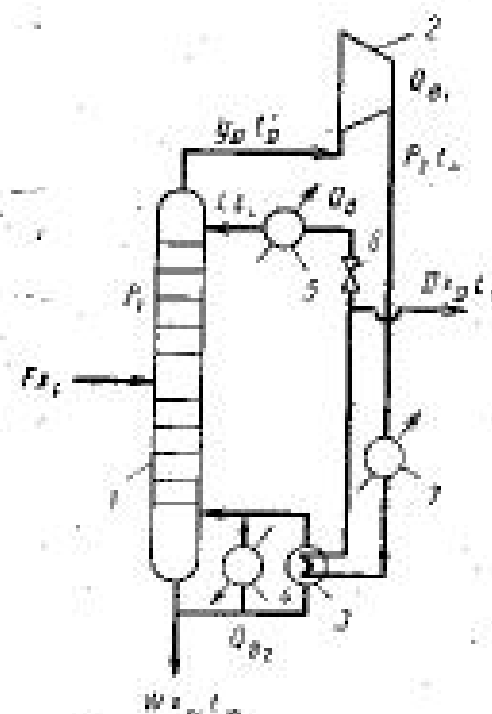


Рис. II-13. Схема и составление теплового баланса ректификации с «теплым насосом» на верхнем продукте:

1 — колонна; 2 — компрессор; 3 — теплообменник; 4 — кипятильник; 5 — конденсатор-холодильник; 6 — насос; 7 — холодильник.

дистиллята t_D определяется по степени недорекуперации тепла остатка в теплообменнике 3

$$t_D = t_W + 10$$

и при этой температуре по уравнению изотермы определяется давление P_2 полной конденсации верхнего продукта (см. п. 3 настоящей главы)

$$\sum_{i=1}^n k_i x_{Di} = 1$$

Затем определяют температуру нагнетания компрессора

$$T_n = T_{nc} (P_2/P_1)^{1/\sigma}$$

где $T_{nc} = T_D$ (все температуры измеряются в К); σ — показатель политропы

$$\sigma = \frac{k}{k-1} \eta_{ад}$$

$k = C_p/C_v$ — показатель адиабаты; $\eta_{ад} = 0,85$ — адиабатический к. п. д. компрессора; C_p , C_v — удельные теплоемкости пара соответственно при постоянных давлении и объеме.

После определения всех температур потоков по тепловому балансу рассчитывается тепло $Q_{в1}$, подводимое в кипятильник

$$Q_{в1} = Q_D + Q_W + Q_d - Q_f - Q_{в2}$$

где Q_D , Q_W — тепло, отводимое с дистиллятом и остатком; Q_d — тепло, подводимое с сырьем; Q_d — тепло, отводимое в конденсаторе-холодильнике 5; $Q_{в1}$ — тепло, подводимое с компримированным паром.

$$Q_d = L (H_{ж, t_D} - H_{ж, t_L})$$

$$Q_{в1} = (L + D) (H_{п, t_n} - H_{п, t_{nc}})$$

В зависимости от температур дистиллята и остатка t_D и t_W , а также расхода дистиллята и тепло $Q_{в1}$ имеет отрицательный или положительный знак. При $Q_{в1} < 0$ излишнее количество тепла отводится в дополнительном холодильнике 7, при $Q_{в1} > 0$ тепло подводится в низ колонны с помощью внешнего теплоносителя.

Если $Q_{в1}$ — тепло кипятильника 4 — меньше тепла конденсации $Q_{конд}$ теплообменника 3

$$Q_{в1} < Q_{конд} - (L + D) (H_{п, t_n} - H_{ж, t_D})$$

применять «тепловой насос» выгоднее, чем обычные схемы процесса ректификации.

Внутренние материальные потоки в колонне. Количество жидкости в верхней секции колонны определяется в зависимости от принятого флегмового числа

$$L = RD$$

При подаче в колонну переохлажденного орошения (холодного орошения) нагрев жидкости до температуры кипения происходит только на второй или даже третьей тарелках колонны. В этом случае количество жидкости, поступающее на верхнюю тарелку колонны, может быть найдено из уравнения теплового баланса конденсатора-холодильника

$$L_{хол} = \frac{Q_d - D\lambda}{H_{п, n} - H_{ж, хол}} \quad (II.34)$$

где $H_{п, n}$ — энтальпия пара, уходящего с верхней тарелки колонны; $H_{ж, хол}$ — энтальпия холодного орошения; λ — скрытая теплота испарения дистиллята.

Расход пара в верхней секции колонны определяется как сумма количеств орошения и дистиллята.

Жидкостные и паровые нагрузки в промежуточных и нижних секциях колонны определяются как сумма соответствующих потоков сырья и поступающих в секцию потоков жидкости или пара.

Изменение массы потоков пара и жидкости по высоте аппарата находится в результате совместного решения общей системы уравнений, описывающей процесс ректификации. В то же время изменение массы потоков можно оценить при помощи уравнений материального и теплового баланса для каждой секции колонны, принимая составы и температуры потоков жидкости и пара.

уходящих из секции, на основе приближенных расчетов процесса ректификации

$$L_1 = \frac{(H_{n,D} - H_{n,m_2}) D + Q_d}{H_{n,m_2} - H_{m_1}}$$

или

$$V_2 = \frac{(H_{ж,m_1} - H_{ж,w}) W + Q_B}{H_{n,2} - H_{ж,m_1}}$$

где H_{n,m_1} и $H_{n,2}$ — энтальпии потоков пара V_{m_1} и V_2 при соответствующей температуре; $H_{ж,m_1}$ и $H_{ж,w}$ — энтальпии потоков жидкости L_{m_1} и L_1 при соответствующей температуре.

Найденные массовые расходы паровых потоков пересчитываются в объемные по уравнению

$$V_{об} = \frac{22,4V(273+t)P_{ат}}{3600M273P} \quad (II.35)$$

где $V_{об}$ — объем пара, м³/с; V — расход пара, кмоль/ч; z — коэффициент сжимаемости; P_0 — атмосферное давление, Па.

Пример 1. Выполнить технологический расчет процесса ректификации в полной колонне для разделения смеси бензол — толуол с содержанием бензола $x_F = 0,5$ массовых долей *. Сырье подается в колонну в паро-жидком состоянии при массовой доле отгона $\epsilon = 0,3$. Содержание бензола в дистилляте $y_D = 0,95$, в остатке $x_W = 0,03$. Производительность колонны $F = 10\,000$ кг/ч.

Расчет. Примем технологическую схему процесса ректификации с острым орошением. Орошение будем подавать в колонну в перерасплавленном состоянии. В качестве хладагента используем воду, максимальная температура которой 25 °С. При разнице температур воды и продукта на холодном конце конденсатора-холодильника, составляющей 10 °С, температура в емкости орошения будет равна 35 °С. Давление насыщенных паров дистиллята при этой температуре составит

$$p = 0,95 \cdot 0,024 + 0,05 \cdot 0,008 = 0,02 \text{ МПа}$$

Для получения пересплавленной флегмы приемное давление в емкости орошения равным 0,12 МПа. Пренебрегая потерей напора при движении парового потока через конденсатор-холодильник, шлемовую трубу и колонну, кривую равновесия фаз и изобару будем строить в пределах температур кипения бензола и толуола при давлении верха колонны. Опытные данные и расчетные уравнения для построения этих кривых приведены в справочной литературе [6]. Результаты расчетов представлены в табл. II.1.

В качестве примера приведем расчеты при $t = 90$ °С.

$$k_1 = \frac{0,135}{0,12} = 1,125 \quad z' = \frac{1 - 0,454}{1,125 - 0,454} = 0,812$$

$$k_2 = \frac{0,054}{0,12} = 0,454 \quad y' = 1,125 \cdot 0,812 = 0,918$$

$$x = \frac{x' M_6}{x' M_6 + (1 - x') M_7} = \frac{0,812 \cdot 78}{0,812 \cdot 78 + (1 - 0,812) 92} = 0,787$$

$$y = \frac{y' M_6}{y' M_6 + (1 - y') M_7} = \frac{0,918 \cdot 78}{0,918 \cdot 78 + (1 - 0,918) 92} = 0,904$$

* Здесь и далее концентрации массовые.

Координаты кривых равновесия и изобар (к примеру 1)

ТАБЛИЦА II.1

Температура, °С	Давление насыщенных паров, МПа		Молярная доля бензола		Массовая доля бензола	
	бензола	толуола	x'	y'	x	y
86	0,12	—	1	1	1	1
90	0,135	0,054	0,812	0,918	0,787	0,904
95	0,154	0,063	0,628	0,806	0,589	0,780
100	0,178	0,074	0,442	0,655	0,402	0,618
105	0,206	0,085	0,283	0,483	0,251	0,442
110	0,233	0,101	0,146	0,283	0,127	0,251
116	—	0,12	0	0	0	0

При построении кривых равновесия и изобар использованы массовые концентрации (рис. II-14).

Определяем температуры низа и верха колонны: $t_W = 115$ °С, $t_D = 88$ °С. Для определения температуры сырья через точку А проводим линию АВ (q-линия), тангенс угла наклона которой равен

$$-\frac{1-\epsilon}{\epsilon} = -\frac{(1-0,3)}{0,3} = -2,33$$

а затем определяем составы парового и жидкостного потоков сырья в секции питания колонны: $y_0 = 0,645$; $x_0 = 0,435$. Откладываем эти значения на графике изобар и определяем температуру сырья $t_F = 99$ °С.

Выход дистиллята определяем по уравнению (II.4)

$$D = \frac{0,5 - 0,03}{0,95 - 0,03} \cdot 10\,000 = 5400 \text{ кг/ч (1,417 кг/с)}$$

$$\epsilon = D/F = 0,54$$

Количество остатка равно 4900 кг/ч (1,363 кг/с).

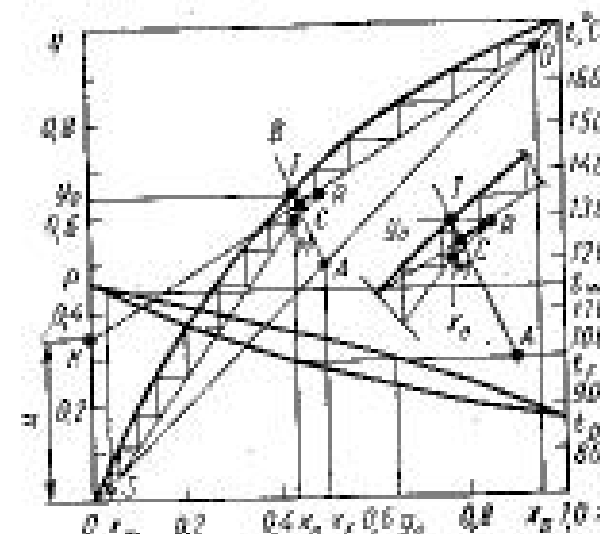


Рис. II-14. Графическое определение температур внешних потоков и числа теоретических тарелок в колонне (к примеру 1).

Координаты точек пересечения q-линий жидкостного и парового потоков питания с кривой равновесия фаз определяем графически: $y_{01} = 0,708$; $x_{01} = 0,5$; $y_{02} = 0,5$; $x_{02} = 0,3$. Минимальное флегмовое число определяем при помощи уравнения (II.9)

$$R_{мин} = \frac{0,95 - 0,645}{0,645 - 0,435} = 1,45$$

Примем коэффициент избытка флегмы $\beta = 1,2$, тогда рабочее флегмовое число будет равно

$$R = 1,2 \cdot 1,45 = 1,74$$

Число теоретических тарелок находим графически. Построение производим следующим образом. Через точку D и точку K , ордината которой

$$x = \frac{0,95}{1 + 1,74} = 0,347$$

проводим рабочую линию верхней части колонны DK . Через точку C пересечения рабочей линии верхней части колонны с линией AB и точку S проводим рабочую линию нижней части колонны SC и через точки M и R проводим рабочую линию секции питания колонны. Между равновесной кривой и образованной ломаной линией $DRMS$ строим ступенчатую линию, число ступеней которой определяет число теоретических тарелок. В результате построения получаем: вверху колонна имеет 5, а внизу 9 теоретических тарелок, из которых роль одной тарелки выполняет кипяtilьник.

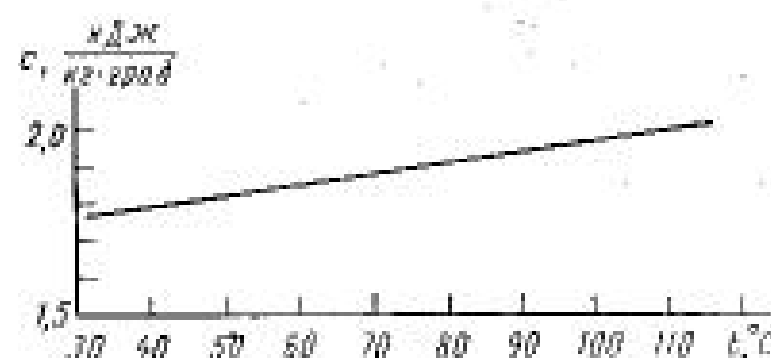


Рис. II-15. Зависимость средней теплоемкости жидкости от температуры (к примеру 1).

Из справочной литературы [6] определяем необходимые для расчета теплофизические свойства бензола и толуола. Так как теплоемкости бензола и толуола мало различаются между собой, для упрощения расчетов в качестве их теплоемкостей примем средние значения, вычисленные по их истинным теплоемкостям (табл. II,2 и рис. II-15).

Тепло, отбираемое в конденсаторе-холодильнике, определяем по уравнению (II.34)

$$Q_d = 1,417 [(1 + 1,74) 540 - 1,74 \cdot 170 - 61,3] - 1590 \text{ кВт}$$

где

$$H_{n,N-1} = H_{n,t=91}^{\circ\text{C}} = 1,93 \cdot 91 + 0,9 \cdot 368 + 0,1 \cdot 337 = 540 \text{ кДж/кг}$$

$$H_{ж,N} = H_{ж,t=33}^{\circ\text{C}} = 1,93 \cdot 33 - 170 \text{ кДж/кг}$$

$$H_{ж,D} = H_{ж,t=35}^{\circ\text{C}} = 1,75 \cdot 35 - 61,3 \text{ кДж/кг}$$

Определим приход и расход тепла с материальными потоками

$$F \cdot H_{n,t=99}^{\circ\text{C}} = 2,78 \cdot 0,3 (1,95 \cdot 99 + 0,64 \cdot 368 + 0,36 \cdot 337) = 466 \text{ кВт}$$

$$F(1-e) H_{ж,t=99}^{\circ\text{C}} = 2,78 \cdot 0,7 \cdot 1,95 \cdot 99 = 375 \text{ кВт}$$

$$D H_{ж,t=35}^{\circ\text{C}} = 1,417 \cdot 1,75 \cdot 35 = 86,5 \text{ кВт}$$

$$W H_{ж,t=114}^{\circ\text{C}} = 1,363 \cdot 2 \cdot 114 = 312 \text{ кВт}$$

Теплофизические свойства бензола и толуола
(к примеру 1)

ТАБЛИЦА II,2

Компонент	Удельная теплоемкость жидкости, кДж/(кг·град) при температуре, °C				Теплота испарения при $P = 0,12$ МПа, кДж/кг	Температура кипения при $P = 0,12$ МПа, °C
	33	88	99	114		
Бензол	1,77	1,94	1,98	2,03	368	86
Толуол	1,73	1,90	1,93	1,98	337	116
Принятые средние значения теплоемкостей (см. также рис. II-15)	1,75	1,92	1,95	2,0	—	—

Количество тепла, которое необходимо подвести в нижнюю часть колонны через кипяtilьник, определяем из уравнения общего теплового баланса процесса

$$Q_d = 1590 + 86,5 + 312 - 466 - 375 - 1147,5 \text{ кВт}$$

С учетом тепловых потерь в окружающую среду количество тепла, подводимого в нижнюю часть колонны, увеличиваем на 10%, т. е. принимаем $Q_d = 1260$ кВт. Результаты расчета теплового баланса сведены в табл. II,3.

Количество холодного орошения ($L_{хол}$) определяем по уравнению (II.34)

$$L_{хол} = \frac{1590 - 1,417 \cdot 376}{548 - 61,1} = 2,18 \text{ кг/с (7850 кг/ч)}$$

где

$$H_{n,N} = H_{n,t=33}^{\circ\text{C}} = 1,93 \cdot 33 + 376 = 548 \text{ кДж/кг}$$

Расход водяного пара (при давлении 0,3 МПа) на нагрев низа колонны

$$V_{в.п} = \frac{1260}{2140} = 0,59 \text{ кг/с (2120 кг/ч)}$$

где $\epsilon = 2140$ кДж/кг.

Тепловой баланс колонны
(к примеру 1)

ТАБЛИЦА II,3

Поток	Температура, °C	Энтальпия, кДж/кг	Расход, кг/с	Количество тепла, кВт
Приход				
С сырьем ($e = 0,3$)	99	558	0,835	466
	99	493	1,945	375
В кипяtilьнике	—	—	—	1260
Итого	—	—	2,78	2101
Расход				
С дистиллятом	35	61,1	1,417	86,5
С остатком	114	229	1,363	312
В конденсаторе-холодильнике	—	—	—	1590
Потери	—	—	—	112,5
Итого	—	—	2,78	2101

Расход воды в конденсаторе-холодильнике при разности температур охлаждающей воды на входе и выходе из конденсатора-холодильника $\Delta T = 20^\circ$:

$$V_a = \frac{1500}{4.178 \cdot 20} = 19.1 \text{ кг/с (68.7 м}^3\text{/ч)}$$

Определяем внутренние материальные потоки в колонне. В концентрационной части колонны

$$L = 1.74 \cdot 5400 = 8870 \text{ кг/ч}$$

$$V = 8870 + 5400 = 13\,978 \text{ кг/ч} \quad L/V = 0.637$$

Объем паров

$$V_{\text{ог}} = \frac{22.4 \cdot 13\,970 \cdot (273 + 92) \cdot 0.1}{3600 \cdot 80.2 \cdot 273 \cdot 0.12} = 1.22 \text{ м}^3\text{/с}$$

где $M_{\text{ср}} = 0.85 \cdot 78 + (1 - 0.85) \cdot 92 = 80.2$ — средняя молярная масса паров, уходящих с тарелки при $t = 92^\circ\text{C}$. Плотность паров

$$\rho_{\text{п}} = \frac{13\,970}{3600 \cdot 1.22} = 3.18 \text{ кг/м}^3$$

Плотность жидкости [6] $\rho_{\text{ж}} = 834 \text{ кг/м}^3$.
Объемный расход жидкости

$$L_V = \frac{8870}{834} = 10.6 \text{ м}^3\text{/ч}$$

в отгонной части колонны

$$L = 8870 + 7000 = 15\,870 \text{ кг/ч}$$

$$V = 15\,870 - 4900 = 10\,970 \text{ кг/ч} \quad \frac{L}{V} = 1.45$$

Объем паров

$$V_{\text{ог}} = \frac{22.4 \cdot 10\,970 \cdot (273 + 106) \cdot 0.1}{3600 \cdot 86.5 \cdot 273 \cdot 0.12} = 0.927 \text{ м}^3\text{/с}$$

где $M_{\text{ср}} = 0.39 \cdot 78 + (1 - 0.39) \cdot 92 = 86.5$ — средняя молярная масса паров, уходящих с тарелки при $t = 106^\circ\text{C}$.
Плотность паров

$$\rho_{\text{п}} = \frac{10\,970}{3600 \cdot 0.927} = 3.29 \text{ кг/м}^3$$

Плотность жидкости [6] $\rho_{\text{ж}} = 803 \text{ кг/м}^3$.
Объемный расход жидкости

$$L_V = \frac{15\,870}{803} = 19.7 \text{ м}^3\text{/ч}$$

Пример 2. Выполнить технологический расчет процесса ректификации смеси бензол — толуол в сложной колонне с двумя вводами питания при исходных данных из примера 1.

Расчет. Для разделения исходной смеси примем технологическую схему установки, изображенную на рис. II-16, в соответствии с которой сырье делится на два потока, один из них нагревается и испаряется в теплообменнике 4 и подается затем в нижнюю часть колонны, а другой при начальной температуре исходного сырья подается в верхнюю часть колонны.

Давление в колонне примем таким же, как и в примере 1, равным 0,12 МПа. Исходную температуру сырья примем $t_F = t_{F_1} = 35^\circ\text{C}$.

По диаграмме $t - y, x$ найдем температуру нижнего питания колонны $t_{F_2} = 104^\circ\text{C}$. Так же как и в примере 1, имеем

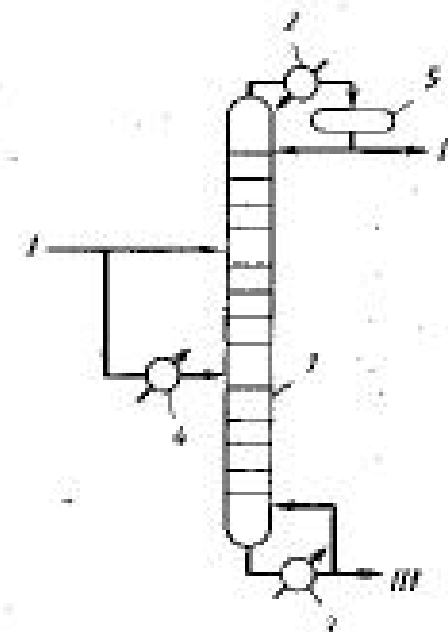
$$t_D = 88^\circ\text{C} \text{ и } t_W = 114^\circ\text{C}$$

Составляем материальный баланс колонны

$$D = 5400 \text{ кг/ч (1.417 кг/с)} \quad W = 4900 \text{ кг/ч (1.363 кг/с)}$$

Рис. II-16. Схема ректификации бинарных смесей в колонне с двумя вводами питания (к примеру 2):

1 — колонна; 2 — конденсатор-холодильник; 3 — испаритель; 4 — теплообменник; 5 — емкость орошения; I — сырье; II — дистиллят; III — остаток.



(см. пример 1). Количество верхнего и нижнего питания примем

$$F_1 = F_2 = 5000 \text{ кг/ч (1.39 кг/с)} \quad x_{F_1} = x_{F_2} = 0.5$$

Определим флегмовое число и число теоретических тарелок. Найдем значение коэффициента q_1 по уравнению (II.10)

$$q_1 = \frac{568 - 61.1}{361} = 1.4$$

где

$$H_{\text{п.к.}} = 1.98 \cdot 104 + 0.5 \cdot 368 + 0.5 \cdot 337 = 568 \text{ кДж/кг}$$

$$H_{t_F} = 1.75 \cdot 35 = 61.1 \text{ кДж/кг}$$

На диаграмме $y - x$ (рис. II-17) проводим q -линию (линию AB), тангенс угла наклона которой равен

$$\frac{q_1}{q_1 - 1} = \frac{1.4}{1.4 - 1} = 3.5$$

На пересечении q -линии с кривой равновесия находим координаты точек B_1 и B_2 : $y_{01} = 0.775$, $x_{01} = 0.585$; $y_{02} = 0.5$, $x_{02} = 0.3$.

Минимальное флегмовое число определяем по уравнениям (II.12) и (II.13)

$$R_{\text{мин}}^I = \frac{0.95 - 0.775}{0.775 - 0.585} = 0.92$$

$$R_{\text{мин}}^{II} = \frac{0.95 - 0.5 - 0.98 [0.5 - 1.4 \cdot 0.3 - 0.5(1 - 1.4)]}{0.5 - 0.3} = 0.875$$

где

$$\theta = \frac{5000}{5100} = 0.98$$

Следовательно, $R_{\text{кнн}} - R_{\text{кнн}}^I = 0,92$.

При коэффициенте избытка флегмы $\beta = 1,2$ рабочее флегмовое число будет равно

$$R = 1.2 - 0.02 = 1.18$$

Для построения рабочих линий колонны определим отрезки a_1 и a_2 по уравнению (11.21)

$$a_1 = \frac{0.95}{1+1.1} \text{ \& } a_2 = \frac{0.95-0.5 \cdot 0.98}{1+1.1-(1-1.4) \cdot 0.98}$$

В результате построения ступенчатой линии между равновесной кривой и ломаной DC_1C_2E получаем потребное число теоретических тарелок в колонне: до нижнего питания — 3 шт. (включая испаритель), от нижнего до верхнего питания — 8 шт. и выше верхнего питания — 5 шт.; всего 21 шт.

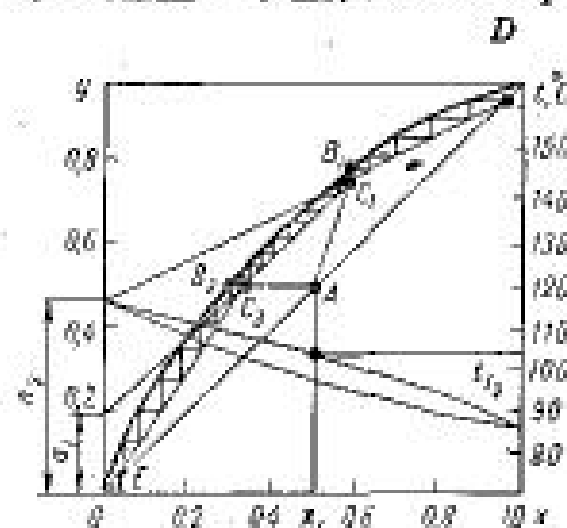


Рис. П-17. Графическое определение температуры сырая и числа теоретических тарелов в колонне (к примеру 2).

Составляем тепловой баланс колонны:

Тепло, отнимаемое в конденсаторе-холодильнике

$$Q_{\text{с}} = 1,417 [(1 + 1,1) 550 - 1,1 \cdot 169 - 61,1] = 1285 \text{ кВт}$$

Тепло теплообменника 4 (см. рис. II-16)

$$Q_{\text{out}} = 1.39 (565 - 61.1) = 703 \text{ Btu}$$

Приход и расход труда с внешними материальными потоками

$$F H_{\text{max}} = 278 \cdot 1,75 \cdot 35 = 170 \text{ кВт}$$

$$DF_{\text{max}} = 1.36 \text{ dB} = 86.5 \text{ kBT}$$

$$W E_{\text{max}} = 312 \text{ kBT}$$

Тепло, получаемое в кипятельном колошнике

$$Q_{\text{в.}} = 128,5 + 66,5 + 342 - 170 - 703 - 840,5 \text{ кВт}$$

С учетом потерь в окружающую среду $Q_{\text{в}} = 1,4 \cdot 810,5 = 895$ кВт.

Результаты расчета теплового баланса сведены в табл. II.4.

Количество дождевого орошения

$$L_{\text{сод}} = \frac{1285 - 1.417 \cdot 376}{546 - 61.1} = 1.55 \text{ кг/с (5580 кг/ч)}$$

Тепловой баланс волонны
(в примере 2)

ТАБЛИЦА 11.4

Поток	Температура, °C	Энтальпия, кДж/кг	Расход, кг/с	Количество тепла, кВт
<i>Приход</i>				
С сырым ($\epsilon = 0$)	35	61,1	2,78	170
В теплообменнике	—	—	—	703
В испарителе	—	—	—	895
Итого	—	—	2,78	1768
<i>Расход</i>				
С дистиллятом	35	61,1	1,417	86,5
С остатком	114	229	1,363	312
В конденсаторе-холодиль- нике	—	—	—	1285
Потери	—	—	—	84,5
Итого	—	—	2,78	1768

Расход водяного пара при давлении 0,3 МПа

$$V_{\text{н.н}} = \frac{895}{2140} = 0.417 \text{ м}^3/\text{с} \quad (1500 \text{ кг/ч})$$

Расход воды в конденсатор-холодильник при разности температур охлаждающей воды на входе и выходе из теплообменника $\Delta T = 20^\circ$

$$V_n = \frac{1285}{1 \cdot 178 \cdot 20} = 15,4 \text{ кг/с (55,2 м}^3/\text{ч)}$$

Определим внутренние материальные потоки в верхней части колонны

$$L_1 = 1.1 \cdot 5100 - 5040 \text{ кг/т}$$

$$V_1 = 5100 + 5610 = 10710 \text{ m}^3/\text{s} \quad L/V = 0.526$$

В СРЕДНЕЙ ЧАСТИ КОЛОННЫ

$$V_0 = D(1 + R) - F_0(1 - q_0) = 5100(1 + 1.1) - 5000(1 - 1.4) = 12700 \text{ руб./т}$$

$$L_2 = G_2 + F_1 - D = 12\,700 + 3000 - 5100 = 10\,600 \text{ кг/ч} \quad L/V = 0.993$$

В нижней части колонны

$$L_2 = L_1 - 12\,000 \text{ кг/г}$$

$$V_2 = L_2 - W = 12\,000 - 4200 = 7760 \text{ кг/г}$$

Сравнение результатов расчетов, выполненных в примерах 1 и 2, показывает, что применение технологической схемы с двумя вводами питания, изображенной на рис. II-17, при практически одинаковых затратах на нагрев сырья даст заметное уменьшение общих затрат на разделение смеси за счет сокращения примерно на 30% расхода тепла на нагрев сырья котлами.

$$\frac{2101}{703+895} = 1.3$$

и на 25% больше на охладительную воду колонны

$$\frac{1590}{1285} = 1,24$$

Анализ изменения внутренних материальных потоков колонны показывает заметное уменьшение нагрузок на тарелках колонны. Очевидно, улучшение технологических показателей процесса в данном случае достигается не только вследствие рационального использования холода исходного сырья, но и за счет приближения режима работы колонны к условиям разделения в идеальном противоточном каскаде.

3. РАСЧЕТЫ ФАЗОВОГО СОСТОЯНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ И НЕПРЕРЫВНЫХ СМЕСЕЙ

Температура кипения многокомпонентной жидкой смеси — это температура, при которой в условиях равновесия смесь состава x_i образует пар, давление насыщенных паров которого равно внешнему давлению. Температура конденсации многокомпонентной газовой смеси — это температура точки росы, т. е. наивысшая температура, при которой в данной смеси состава y_i может происходить образование жидкой фазы. Следовательно, температура кипения и конденсации смеси компонентов соответствуют началу фазовых переходов — соответственно жидкости в пар и наоборот.

Температуры кипения и конденсации многокомпонентных идеальных смесей определяются в результате итерационного решения уравнений изотеры жидкой и паровой фаз

$$\Delta(T) = \left[\sum_{i=1}^p k_i(T) x_i \right] - 1 = 0 \quad (II.36)$$

$$\Delta(T) = \left[\sum_{i=1}^p \frac{y_i}{k_i(T)} \right] - 1 = 0 \quad (II.37)$$

Сложность решения данных уравнений связана с их нелинейностью, обусловленной педлинейным характером зависимости констант равновесия от температуры. При выполнении практических расчетов целесообразно воспользоваться некоторыми преобразованиями уравнений (II.36) и (II.37). Из многочисленных преобразований рассмотрим здесь только два.

Прологарифмировав уравнения (II.36) и (II.37), получим

$$\delta(T) = \ln \left[\sum_{i=1}^p k_i(T) x_i \right] \rightarrow 0 \quad (II.38)$$

$$\delta(T) = \ln \left[\sum_{i=1}^p \frac{y_i}{k_i(T)} \right] \rightarrow 0 \quad (II.39)$$

Решение этих выражений относительно T выполняется при меньшем числе итераций, чем для исходных уравнений (II.36) и (II.37). Дальнейшее уменьшение числа итераций при устойчивой сходимости достигается использованием функций $\delta(1/T)$ [7] и $\delta(\ln T)$ [8] в уравнениях (II.38) и (II.39) вместо функции $\delta(T)$.

Для получения достоверных значений температур необходимо ориентироваться на небольшую величину относительной ошибки δ , поскольку во многих случаях она слабо зависит от определяемых параметров. Для расчетов, выполняемых вручную, следует принимать $\delta \leq 0,01$, для машинных расчетов — $\delta \leq 0,001$.

При выполнении расчетов вручную можно воспользоваться функциями $\delta(T)$ и $\delta(1/T)$ и методами линейной интерполяции по двум начальным значениям соответствующего аргумента. Например, для функции $\delta(T)$ имеем:

$$T = T_1 + \frac{(T_2 - T_1) \delta(T_1)}{\delta(T_1) - \delta(T_2)} \quad (II.40)$$

Для функции $\delta(1/T)$ искомое значение температуры также определяется интерполяцией по двум значениям аргументов $1/T_1$ и $1/T_2$ с использованием уравнения, характер которого аналогичен уравнению (II.40). При выполнении расчетов вручную с использованием функций $\delta(T)$ или $\delta(1/T)$ после определения температуры T_4 по уравнению (II.40), т. е. после трёх итераций, можно не делать проверки условия сходимости расчета, так как указанные функции практически линейны.

При выполнении расчетов на ЭВМ можно воспользоваться функцией $\delta(\ln T)$, которая обеспечивает достаточную эффективность при использовании метода линейной интерполяции. Расчетное уравнение в этом случае будет иметь следующий вид:

$$\ln T^{q+2} = \ln T^q + a \delta(T^q) \quad (II.41)$$

где

$$a = \frac{\ln T^q - \ln T^{q+1}}{\delta(T^{q+1}) - \delta(T^q)}$$

Для определения температуры второго приближения можно принимать следующие значения: при расчете температур кипения $a = -0,1$; при расчете температур конденсации $a = 0,1$. Скорость сходимости расчета по уравнению (II.41) не зависит от первоначально принятой температуры: для обеспечения условия $\delta(T) \leq 0,001$ обычно требуется не более 4—5 итераций.

Запишем теперь уравнения изотеры через константы равновесия ведущего компонента:

$$\frac{1}{k_1} \sum_{i=1}^p k_i x_i - \frac{1}{k_1} = k_1 \sum_{i=1}^p \frac{y_i}{k_i} - k_1 \rightarrow 0 \quad (II.42)$$

В таком виде эти уравнения могут быть решены достаточно просто методом последовательного приближения, поскольку при расчете температур кипения многокомпонентных смесей между температурой очередного приближения и выражением $\sum k_i x_i$ существует прямая зависимость — при $T^q > T_{кип}$ выполняется неравенство

$\sum k_i x_i > 1$ и наоборот; при расчете температур конденсации многокомпонентных смесей между температурой очередного приближения и выражением $\sum \frac{y_i}{k_i}$ существует обратная зависимость — при $T^0 > T_{\text{конд}}$ выполняется неравенство $\sum \frac{y_i}{k_i} < 1$ и наоборот.

Таким образом, при использовании уравнения (II.42) очередное значение температуры можно определять по скорректированному значению константы равновесия ведущего компонента (k_1):

при расчете температур кипения

$$k_1^{n+1} = \frac{k_1^n}{\sum_{i=1}^n k_i x_i}$$

при расчете температур конденсации

$$k_1^{n+1} = k_1^n \sum_{i=1}^n \frac{y_i}{k_i}$$

В качестве первого приближения можно принять среднемольную температуру кипения и конденсации $T_{\text{ср.м}}$ многокомпонентной смеси

$$T_{\text{ср.м}} = \sum_{i=1}^n x_i T_i = \sum_{i=1}^n y_i T_i \quad (\text{II.43})$$

Пример 3. Определить температуру кипения многокомпонентной жидкой смеси парафиновых углеводородов следующего состава (в мол. долях): $C_2 = 0,05$; $C_3 = 0,25$; $nC_4 = 0,4$; при $P = 1,6$ МПа.

Расчет. Сначала определим среднемольную температуру кипения смеси $T_{\text{ср.м}}$, используя графики Максвелла [9] для нахождения температур кипения индивидуальных компонентов.

$$T_{\text{ср.м}} = 0,05 \cdot 276 + 0,25 \cdot 313 + 0,3 \cdot 366 + 0,4 \cdot 423 = 371 \text{ К (98 } ^\circ\text{C)}$$

Для дальнейших расчетов примем одну температуру значительно меньше среднемольной и другую примерно равной ей, например $T_1 = 328 \text{ К (55 } ^\circ\text{C)}$ и $T_2 = 373 \text{ К (100 } ^\circ\text{C)}$. При определении температур конденсации многокомпонентных смесей следует принимать первую температуру примерно равной и вторую — значительно большей среднемольной.

Принимая константы равновесия компонентов соответствующими идеальным растворам [10], определим значения $\Delta(T)$ и $\delta(T)$ по уравнениям (II.36) и (II.38) при $T_1 = 328 \text{ К}$ и $T_2 = 373 \text{ К}$. Результаты расчетов приведены в табл. II.5 и II.6. Температуру очередного приближения определяем по уравнению

$$T_3 = 328 + \frac{(373-328) \cdot 0,45}{0,45 + 0,175} = 360 \text{ К (87 } ^\circ\text{C)}$$

Результаты итерационного решения уравнения изотермы жидкой фазы (к примеру 3)

ТАБЛИЦА II.5

$^{\circ}\text{C}$	T		$\sum k_i x_i$	$\delta(T)$	$\Delta(T)$
	$^{\circ}\text{C}$	К			
55	328	5,77	0,637	-0,4500	-0,363
82	355	5,87	1,004	0,0	0,001
87	360	5,88	1,093	0,0875	0,093
100	373	5,92	1,192	0,1750	0,192

Расчет температуры кипения многокомпонентной жидкой смеси (к примеру 3)

ТАБЛИЦА II.6

Ком- понент	x_i , моль. доли	k_i	$\sum k_i x_i$	k_i	$\sum k_i x_i$	k_i	$\sum k_i x_i$	k_i	$\sum k_i x_i$
		55 $^{\circ}\text{C}$		100 $^{\circ}\text{C}$		87 $^{\circ}\text{C}$		82 $^{\circ}\text{C}$	
C_2	0,05	3	0,150	4,6	0,230	4,2	0,210	4,1	0,205
C_3	0,25	1,15	0,288	2	0,500	1,9	0,475	1,8	0,450
nC_4	0,30	0,41	0,123	0,9	0,270	0,8	0,240	0,7	0,210
nC_5	0,40	0,19	0,076	0,48	0,192	0,42	0,168	0,34	0,136
Σ	1,0	—	0,637	—	1,192	—	1,093	—	1,001

При $T_3 = 360 \text{ К}$ снова определяем величины $\Delta(T)$ и $\delta(T)$ (см. табл. II.5) и по уравнению (II.40) найдем очередное значение температуры T_4 , пользуясь вычисленными ранее значениями при $T_1 = 328 \text{ К}$ и $T_2 = 360 \text{ К}$

$$T_4 = 328 + \frac{(360-328) \cdot 0,45}{0,45 + 0,0875} = 355 \text{ К (82 } ^\circ\text{C)}$$

Данную величину можно принять за температуру кипения смеси, так как ей соответствует $\Delta(T) = 0,001 < 0,01$.

При использовании уравнения (II.41) уже на втором шаге получаем температуру более близкую к искомой, а именно: $T_3 = 353 \text{ К (80 } ^\circ\text{C)}$.

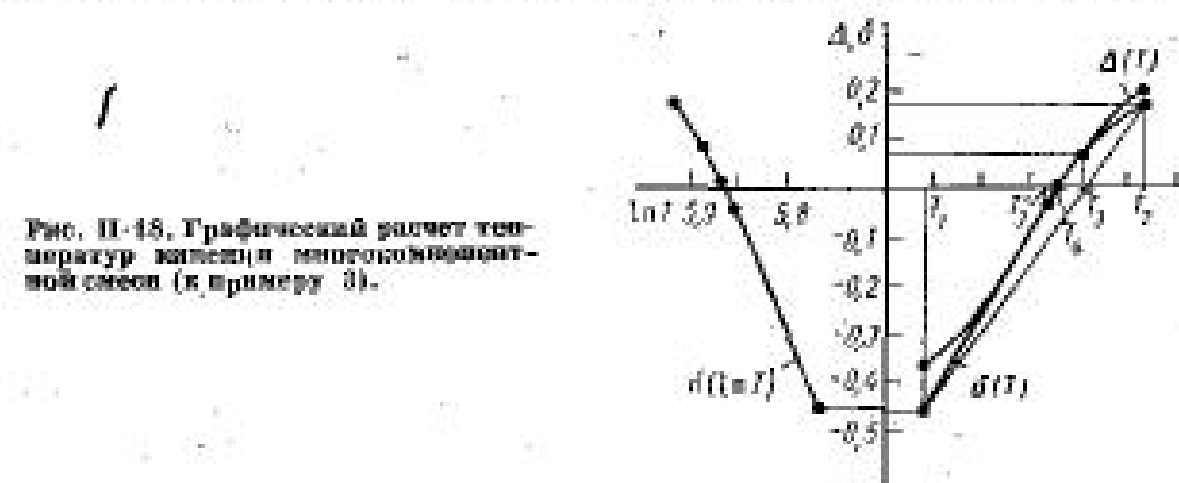


Рис. II.18. Графический расчет температур кипения многокомпонентной смеси (к примеру 3).

На рис. II.18 приведен график изменения функций $\Delta(T)$, $\delta(T)$ и $\delta(\ln T)$. Достаточно наглядно показывающий преимущества использования логарифмических зависимостей по сравнению с линейными при определении температур фазовых превращений многокомпонентных смесей.

Расчет температуры конденсации многокомпонентной газовой смеси (к примеру 4)

ТАБЛИЦА II,7

Компонент	y_i , мол. доля	k_i	y_i/k_i	k_i	y_i/k_i	k_i	y_i/k_i
		100 °C		124 °C		117 °C	
C_2	0,05	4,6	0,011	5,5	0,009	5	0,01
C_3	0,25	2,0	0,125	2,0	0,096	2,5	0,1
$n C_4$	0,30	0,9	0,334	1,35	0,222	1,3	0,231
$n C_5$	0,40	0,48	0,833	0,626	0,638	0,604	0,663
Σ	1,0	—	1,303	—	0,965	—	1,004

Пример 4. Определить температуру конденсации многокомпонентной газовой смеси для условий в примере 3, используя уравнение (II.42) и константы равновесия идеальных растворов [10].

Расчет. В качестве первого приближения, так же как и в примере 3, примем среднюю температуру конденсации смеси $T_1 = 373$ К. При этой температуре найдем (см. табл. II,7) выражение

$$\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{k_i}$$

Температуру очередного приближения определим по скорректированному значению константы равновесия $n C_5$:

$$k_{n C_5} = 0,48 \cdot 1,303 = 0,626$$

Данному значению константы соответствует температура $T_2 = 397$ К (124 °C). Повторяя аналогичные вычисления, получим

$$\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{k_i} = 0,965$$

и далее будем иметь

$$k_{n C_5} = 0,626 \cdot 0,965 = 0,604$$

и

$$T_3 = 390 \text{ К (117 °C)}$$

Соответствующие расчеты показывают, что эта температура может быть принята в качестве искомой температуры конденсации заданной многокомпонентной смеси.

Температуры кипения и конденсации идеальных многокомпонентных смесей с инертным компонентом, т. е. с компонентом, практически не растворяющимся в жидкости (например, с азотом или водяным паром) при низком давлении системы, могут быть определены при помощи следующих уравнений

$$\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{k_i N} = \sum_{i=1}^n k_i N x_i = 1 \quad (\text{II.44})$$

где

$$N = 1 + \frac{Z}{V} = \frac{P}{P - p_Z} = \frac{1}{1 - y_Z} \quad (\text{II.44a})$$

Z, V — расходы инертного и всех остальных компонентов; P, p_Z — общее давление системы и парциальное давление паров инертного компонента; y_Z — концентрация инертного компонента в газовой фазе; y_i — концентрации компонентов (кроме инертного)

в смеси, удовлетворяющие условию $\sum_{i=1}^n y_i = 1$.

Как следует из приведенных уравнений, наличие инертного компонента в газовой фазе уменьшает температуры кипения и конденсации многокомпонентных смесей, т. е. облегчает кипение жидкости и затрудняет конденсацию паров.

Пример 5. Определить температуру конденсации многокомпонентной газовой смеси парафиновых углеводородов с водяным паром следующего состава (в мол. долях): H_2O — 0,2; C_2 — 0,04; C_3 — 0,2; $n C_4$ — 0,24; $n C_5$ — 0,32; при $P = 1,6$ МПа.

Расчет. Константы равновесия компонентов, так же как и в предыдущих примерах, будем определять, ориентируясь на идеальные растворы. Пересчитаем углеводородный состав газовой смеси без водяного пара

$$y_{C_2} = \frac{0,04}{0,8} = 0,05; \quad y_{C_3} = \frac{0,2}{0,8} = 0,25; \quad y_{n C_4} = \frac{0,24}{0,8} = 0,3; \quad y_{n C_5} = \frac{0,32}{0,8} = 0,4$$

В качестве первого приближения примем температуру конденсации смеси данного состава без водяного пара (см. табл. II,8) $T_1 = 390$ К. При данной температуре найдем выражение

$$\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{k_i N}$$

Температуру второго приближения T_2 определим по скорректированному значению константы равновесия $n C_5$:

$$k_{n C_5} = 0,604 \cdot 0,803 = 0,485$$

Данному значению константы равновесия соответствует температура $T_2 = 375$ К (102 °C). Выполняя аналогичные расчеты при данной температуре, убеждаемся, что она и является искомой температурой конденсации многокомпонентной смеси. Как следует из приведенных расчетов, подача водяного пара в количестве 20 молей на 80 молей газа снижает температуру конденсации смеси на 15° (см. пример 3).

Расчет температуры конденсации многокомпонентной газовой смеси с инертным компонентом (к примеру 5)

ТАБЛИЦА II,8

Компонент	y_i , мол. доля	k_i	y_i/Nk_i	k_i	y_i/Nk_i
		117 °C		102 °C	
C_2	0,05	5	0,008	4,6	0,009
C_3	0,25	2,5	0,080	2,2	0,091
$n C_4$	0,3	1,3	0,185	1,0	0,240
$n C_5$	0,4	0,604	0,830	0,485	0,860
Σ	1,0	—	0,803	—	1,000

Температуры кипения и конденсации идеальных многокомпонентных смесей зависят не только от состава рассматриваемой фазы, но и от состава другой фазы, находящейся с ней в равновесии. Поэтому они определяются уравнениями изотерм (II.36), (II.37) и условиями фазового равновесия многокомпонентной смеси в виде равенства fugitivностей компонентов в обеих фазах

$$f_{gi} = f_{li} \quad (\text{II.45})$$

Решение системы уравнений (II.36), (II.37), (II.45) относительно температуры при заданном давлении и составе одной из фаз производится методом последовательного приближения с использованием двух итерационных циклов — внутреннего (по константам равновесия компонентов смеси) и внешнего (по температуре). Принципиальные блок-схемы расчета температур фазовых превращений идеальных многокомпонентных смесей представлены на рис. II-19. Последовательность расчета понятна из рисунка и не требует пояснений.

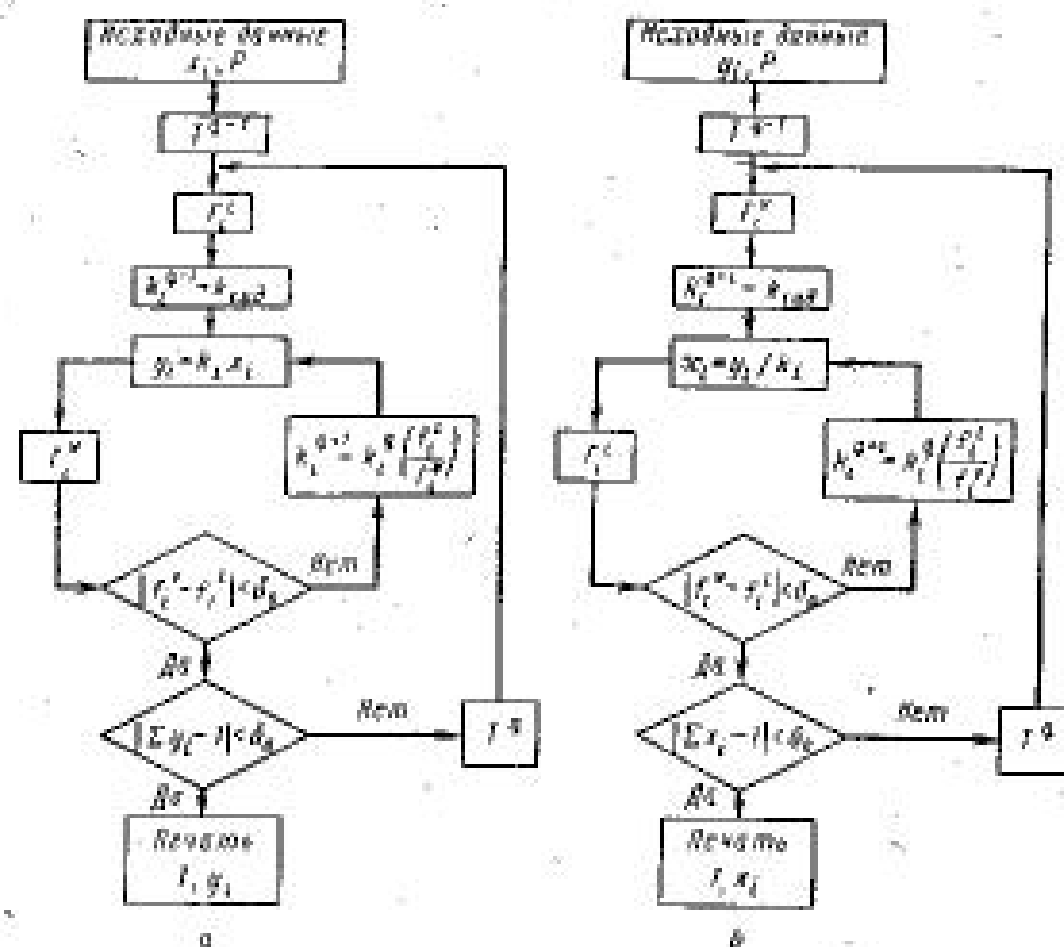


Рис. II-19. Блок-схема расчета температур кипения (а) и конденсации (б) идеальных многокомпонентных смесей.

При расчете внешнего итерационного цикла могут быть использованы рассмотренные ранее методы сходимости. Наличие внутреннего итерационного цикла незначительно увеличивает общее время счета по сравнению со случаем идеальных смесей.

Температуры кипения и конденсации непрерывных смесей. Рассмотрим сначала способы определения физико-химических и термодинамических свойств непрерывных смесей.

Непрерывные смеси типа нефти и ее фракций состоят из большого числа компонентов с близкими температурами кипения и относительными летучестями, поэтому они характеризуются непрерывным изменением этих свойств в зависимости от состава

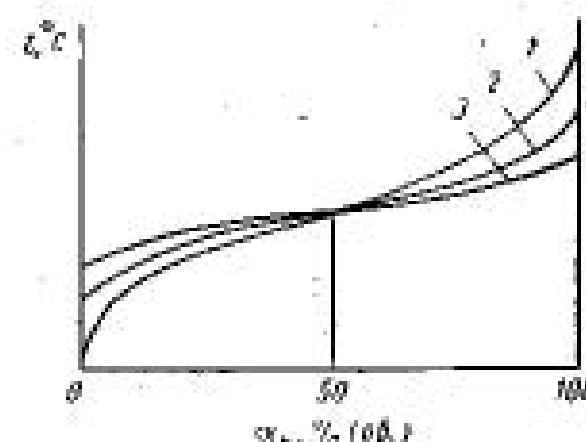


Рис. II-20. Типичные кривые, характеризующие состав и свойства непрерывных смесей: 1 — ИТК; 2 — фракционная разгонка; 3 — ОИ.

смеси. Обычно в качестве характеристики состава и указанных выше свойства непрерывных смесей используют зависимости температур кипения исследуемой смеси при атмосферном давлении от общего отбора α_2 при этой температуре. В зависимости от условий нагрева и отбора фракций различают кривые истинных температур кипения (кривые ИТК), кривые стандартной разгонки по ГОСТ 2177—66 и кривые однократного испарения (кривые ОИ); показаны на рис. II-20. Указанные кривые строятся по результатам экспериментальных исследований непрерывных смесей на специальных приборах и установках [11]. Однако в целом ряде случаев можно использовать также и аналитические методы пересчета точек одной из указанных кривых в другую. Так, например, взаимный пересчет кривых ИТК, фракционной разгонки и ОИ может быть выполнен при помощи графиков Эдмистера (рис. II-21) или следующего уравнения [12]

$$t_{\text{ИТК}} = t_{\text{ГОСТ}} - \Delta t \quad (\text{II.46})$$

где температурная поправка Δt (в °C) определяется в зависимости от величины отгона α_2 в % (об.). Для керосина, топлива ТС-1 и дизельного топлива «З»

$$\Delta t = \frac{1,005 - 0,0214\alpha_2}{0,0315 + 0,00075\alpha_2}$$

для дизельного топлива «Л»

$$\Delta t = \frac{0,982 - 0,023\alpha_2}{0,03 + 0,0012\alpha_2}$$

Для бензинов кривая ИТК до температур выкипания порядка 100 °С имеет ступенчатый характер. Численные значения поправок Δt для бензинов приведены в работе [12], однако для ориентировочных расчетов можно воспользоваться также приведенными выше уравнениями.

Между температурами начала ($t_{нк}$) и конца кипения ($t_{кк}$) непрерывных смесей, а также температурами 50%-ного отбора

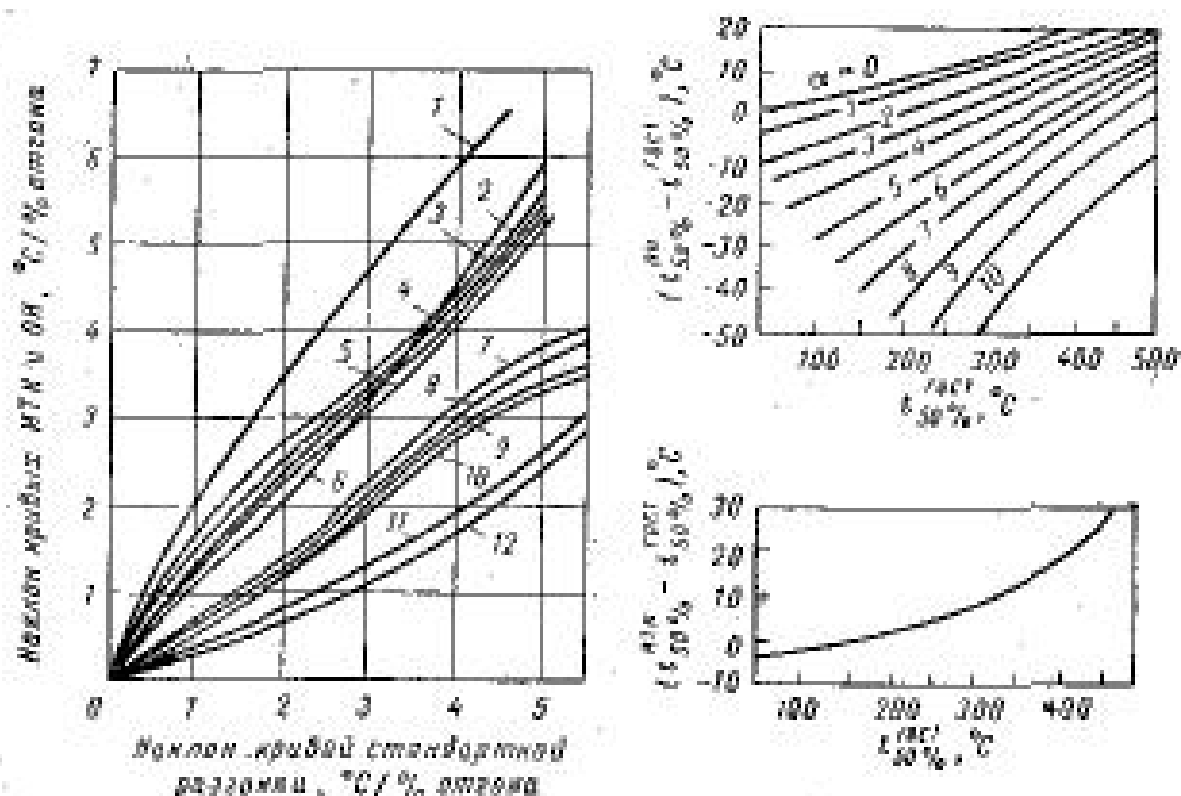


Рис. 11-21. Расчетные графики для построения кривых ИТК и ОИ по кривым фракционного состава, полученным стандартной разгонкой по ГОСТ 2177-66;

Отгон по кривой ИТК: 1 — 0—10%; 2 — 10—30%; 3 — 30—50%; 4 — 50—70%; 5 — 70—90%; 6 — 90—100%.

Отгон по кривой ОИ: 7 — 10—30%; 8 — 30—50%; 9 — 50—70%; 10 — 70—90%; 11 — 0—10%; 12 — 90—100%; α — наклон кривой стандартной разгонки в интервале между 10- и 50%-ным отгонами.

(t_{50}) по кривым ИТК в стандартной разгонки существуют следующие эмпирические зависимости [12]:

для топлива ТС-1 и дизельного топлива «З»

$$t_{нк}^{ИТК} = 1,5 t_{50}^{ГОСТ} - 118$$

$$t_{кк}^{ИТК} = 0,78 t_{50}^{ГОСТ} + 57$$

для дизельного топлива «Д»

$$t_{нк}^{ИТК} = 0,219 t_{50}^{ГОСТ} + 103,4$$

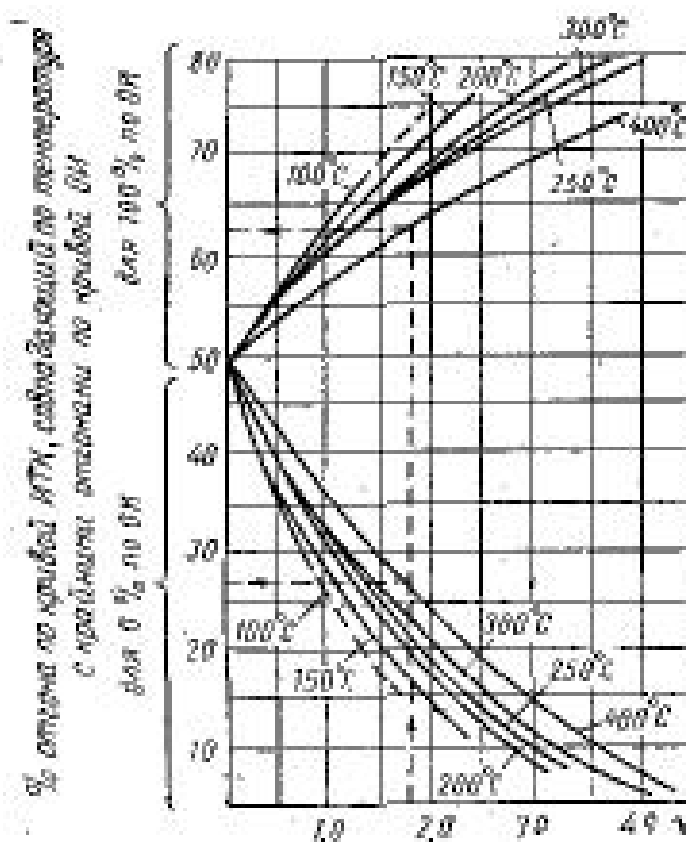
Отметим, что для фракций, имеющих среднюю температуру кипения в пределах 90—350 °С, $t_{50}^{ИТК} \approx t_{50}^{ГОСТ}$.

Рассмотрим теперь методы расчета температур кипения и конденсации непрерывных смесей.

Температуры кипения и конденсации непрерывных смесей определяются либо по аналогии с многокомпонентными, используя кривые ИТК, либо по кривым ОИ.

В первом случае непрерывную смесь представляют состоящей из фиксированного числа условных компонентов, каждый из которых отвечает узкой фракцией на кривой ИТК. Способы дискретизации непрерывных смесей подробно рассмотрены Б. К. Маруши-

Рис. 11-22. Зависимость отгона по кривой ИТК, соответствующего по температуре с крайними отгонами по кривой ОИ, от α — угла наклона кривой ИТК. (Кривые соответствуют температурам выкипания 50% по кривой ИТК.)



киным и А. А. Кондратьевым. Число условных компонентов рекомендуется принимать таким, чтобы ломаная линия, образованная этими компонентами, с достаточной точностью воспроизводила изменение истинных температур кипения, т. е. характер кривых ИТК; при этом отношение констант равновесия соседних условных компонентов или их относительные летучести должны быть небольшими. При определении температур кипения непрерывных смесей на более узкие фракции следует разбивать легколетучую, а при определении температур конденсации — тяжелолетучую часть смеси. При заданном числе условных компонентов температурный предел двухфазного состояния непрерывных смесей сужается, т. е. температура начала ОИ повышается, а конца ОИ понижается.

При использовании кривых ОИ температуры кипения определяются по нулевому отгону, а температуры конденсации — по 100%-ному отгону.

Температуры начала и конца кривых ОИ нефтяных смесей при атмосферном давлении можно определять при помощи графиков Эдмистера (см. рис. 11-21) и Обрядчикова и Смилович (рис. 11-22).

Графики Эдмистера позволяют строить кривые ОИ по заданному фракционному составу смеси, полученному в результате стандартной разгонки этой смеси на аппарате Эгглера (ГОСТ 2177—66). Построение проводится следующим образом. По известной температуре выкипания 50% (об.) при стандартной разгонке ($t_{50}^{\text{ГОСТ}}$) на графике, приведенном на рис. II-21, а, определяют разность между температурой выкипания 50% (об.) по ОИ ($t_{50}^{\text{ОИ}}$) и указанной выше температурой ($t_{50}^{\text{ГОСТ}}$). Затем определяют наклон отдельных участков имеющейся кривой стандартной разгонки и при помощи соответствующих кривых, приведенных на рис. II-21, а, находят наклон кривой ОИ на тех же участках. Аналогичным образом, но с помощью графика II-21, б, вместо II-21, а, проводится построение кривой ИТК, необходимой для дальнейшего пересчета кривой ОИ на другие давления, а также для определения четкости разделения сложных смесей и потребного числа теоретических тарелок.

Если принять, что кривая ОИ является прямой, то ее можно построить по графику Обрядчикова и Смидонович (см. рис. II-22). Крайние точки прямой ОИ находят по температуре выкипания 50% (об.) на кривой ИТК и углу ее наклона. Для построения кривой ОИ (в данном случае прямой ОИ) при давлении, отличающемся от атмосферного, поступают следующим образом. Принимают ординату точки пересечения кривой ИТК и прямой ОИ за температуру кипения некоторого условного компонента при атмосферном давлении и при помощи этой температуры определяют, например, по номограмме, взятой из работы [9], температуру кипения этого компонента при заданном давлении. После этого найденную температуру используют как новое значение ординаты точки пересечения кривой ИТК и прямой ОИ, т. е. через полученную точку проводят прямую, параллельную прямой ОИ при атмосферном давлении.

Кроме расчетных кривых ОИ для нефтяных смесей и особенно для нефтей широко используют также опытные кривые ОИ, которые строятся по данным испытания смесей на установке однократного испарения.

Пример 6. Определять температуры кипения (начала ОИ) и температуры конденсации (конца ОИ) нестабильного прямогонного бензина при $P = 0,3$ МПа. Состав бензина в % (об.): $\text{C}_1\text{H}_4 - 0,01$; $\text{C}_2\text{H}_6 - 0,27$; $\text{C}_3\text{H}_8 - 3,14$; $n\text{C}_4\text{H}_{10} - 1,79$; $n\text{C}_4\text{H}_{10} - 4,66$; $n\text{C}_5\text{H}_{12} - 8,47$; $n\text{C}_5\text{H}_{12} - 8,36$; циклопентан — 4,63; 2,2-диметилбутан — 0,03; 2,3-диметилбутан — 1,06; 2-метилпентан — 5,12; 3-метилпентан — 5,26; $n\text{C}_6\text{H}_{14} - 6,18$; фракция 68,7—180 °C — 51,02.

ИТК фракция 68,7—180 °C:

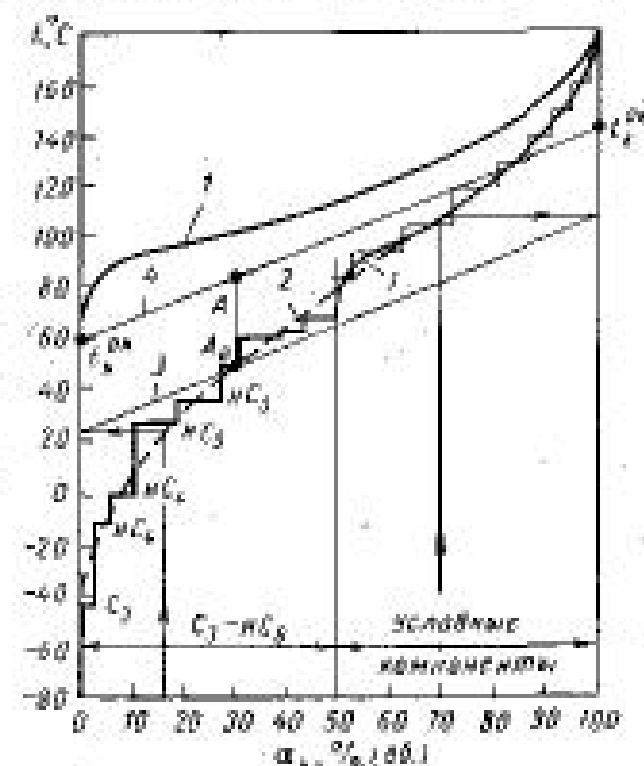
5% (об.)	88 °C	50	115
10	93	60	123
20	97	70	132
30	102	80	143
40	107	95	164

Молярная масса и относительная плотность бензина: $M = 91,78$; $\rho_{4, \text{см}}^{30} = 0,648$.

Расчет*. Разбиваем фракцию (68,7—180 °C) на 10°-ные фракции, которые будем рассматривать как условные индивидуальные компоненты. Определяем среднюю температуру кипения этих фракций — плотность, молярную массу и константы равновесия. При расчете констант равновесия давления насыщенных паров определяем по номограмме Максвелла [9]. Рассчитываем объемные и молярные концентрации реальных и условных компонентов

Рис. II-23. Зависимость истинных температур кипения нестабильного прямогонного бензина от доли отгона и определение температур начала и конца однократного испарения (в примере 6):

1 — ИТК тяжелой части бензина (фр. 68,7—180 °C); 2 — условная ИТК нестабильного бензина; 3 — ОИ при $P = 0,1$ МПа; 4 — ОИ при $P = 0,3$ МПа.



смеси. Результаты указанных расчетов сводим в таблицу. В качестве примера в таблице II-9 приведены все расчеты для двух компонентов и двух 10°-ных фракций. На рис. II-23 показан углеводородный состав легкой головки бензина и кривая ИТК оставшейся жидкой смеси.

На основе полученных данных определяем температуры кипения и конденсации смеси по уравнениям изотерм (II.38) и (II.39). В результате расчетов получено $t_n^{\text{ОИ}} = 62,5$ °C и $t_k^{\text{ОИ}} = 137,3$ °C.

Теперь найдем температуры $t_n^{\text{ОИ}}$ и $t_k^{\text{ОИ}}$ с помощью графика Обрядчикова и Смидонович. Определяем угол наклона кривой ИТК

$$\alpha_{\text{ИТК}} = \frac{108 - 10}{70 - 10} = 1,63 \frac{^\circ\text{C}}{\% \text{ отгона}}$$

По графику, приведенному на рис. II-22, при $t_{50}^{\text{ИТК}} = 80$ °C находим, что 0% отгона по ОИ соответствует 16% отгона по ИТК, а 100% отгона по ОИ — 70% отгона по ИТК. Находим температуру, соответствующую пересечению кривой ОИ при $P = 0,1$ МПа (кривая 3) с кривой ИТК в точке A_0 ; она составляет 48 °C.

По номограмме [9] при $P = 0,3$ МПа она соответствует температуре 85 °C; таким образом точка A_0 переходит в точку A . Через полученную точку A проводим прямую ОИ (кривая 4), параллельную прямой ОИ при $P = 0,1$ МПа. Окончательно находим $t_n^{\text{ОИ}} = 60$ °C и $t_k^{\text{ОИ}} = 144$ °C; эти значения весьма близки к определенным ранее.

* Выполнен совместно с Илембитовой Р. Н.

также температура, необходимая для частичной конденсации паров верхнего продукта с получением дистиллята в паровой и жидкой фазах в заданных количествах.

При определении температуры и давления однократного испарения могут быть использованы рассмотренные ранее методы решения уравнений изотерм паровой и жидкой фаз.

При расчете доли отгона или доли конденсации вначале необходимо определить фазовое состояние многокомпонентной смеси. Состояния насыщенного пара и кипящей жидкости определяются уравнениями изотерм (II.36), (II.37). Состояния перегретого пара и переохлажденной жидкости определяются соответственно уравнениями

$$\sum_i \frac{z_i}{k_i} < 1 \quad \sum_i k_i z_i < 1 \quad (\text{II.51})$$

и, наконец, состояние парожидкостной смеси определяется следующими уравнениями

$$\sum_i \frac{z_i}{k_i} > 1 \quad \sum_i k_i z_i > 1 \quad (\text{II.52})$$

При определении доли отгона или доли конденсации рекомендуется следующий вид расчетного уравнения однократного испарения [7]:

$$\delta(e') = \sum_{i=1}^p x_i - \sum_{i=1}^p y_i = \sum_{i=1}^p \frac{z_i (k_i - 1)}{1 + e' (k_i - 1)} = 0 \quad (\text{II.53})$$

так как относительная ошибка $\delta(e')$, определяемая данным выражением, практически линейно зависит от e' . Так же как и при расчете температур фазовых превращений, относительную ошибку δ следует принимать равной $\delta \leq 0,01$ при ручном и $\delta \leq 0,001$ при машинных расчетах.

При наличии инертного компонента процессы однократного испарения и конденсации рассчитываются на основе тех же зависимостей (II.49) и (II.50), с заменой в них k_i на $k_i N$, где коэффициент N определяется по уравнению (II.44a).

При расчете процессов однократного испарения и конденсации непрерывных смесей можно пользоваться теми же уравнениями, что и для многокомпонентных смесей, представляя непрерывную смесь, характеризуемую кривой ИТК, как бы состоящей из условных компонентов — отдельных фракций, выкипающих в узком диапазоне температур. Обычно каждой фракции ставится в соответствие углеводород парафинового ряда, соответствующий средней температуре кипения фракции.

При однократном испарении непрерывных смесей долю отгона можно определить также по кривым ОИ, методы построения которых были рассмотрены ранее.

Пример 7. Определить фазовое состояние многокомпонентной смеси парафиновых углеводородов следующего состава (в мол. долях): $C_2 = 0,1$; $C_3 = 0,2$; $C_4 = 0,7$; в интервале температур от 30° до 70°C при $P = 1,0 \text{ МПа}$; рассчитать долю отгона ОИ смеси при $t = 50^\circ \text{C}$.

Расчет. Проверка условий фазового состояния смеси по уравнениям изотерм жидкой и паровой фаз (II.51) показывает, что при $t < 39^\circ \text{C}$ смесь находится в виде переохлажденной жидкости; в интервале температур $39^\circ \text{C} < t < 63^\circ \text{C}$ — в виде парожидкостной смеси; при $t > 63^\circ \text{C}$ — в виде перегретого пара (табл. II.10). В соответствии с приведенными в табл. II.10

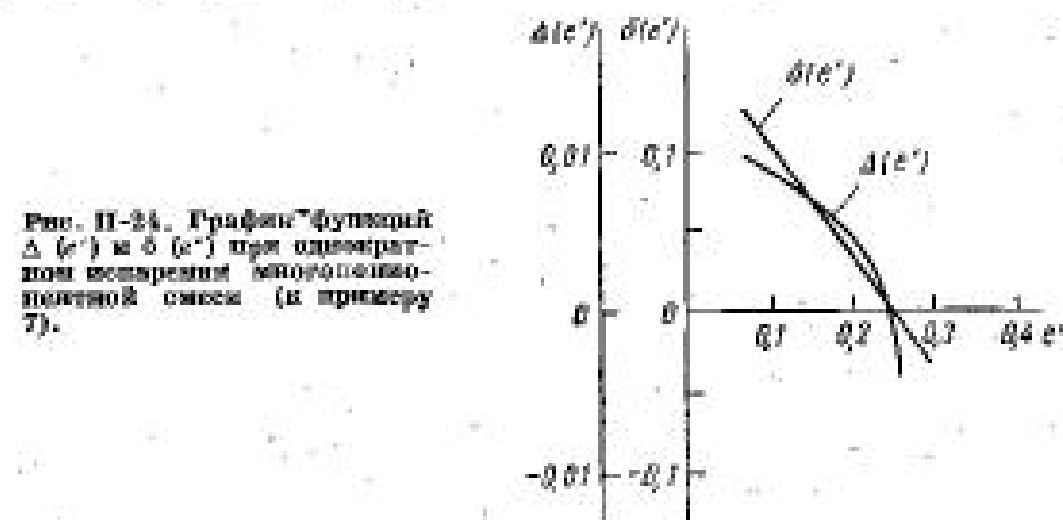


Рис. II-24. График функций $\Delta(e')$ и $\delta(e')$ при однократном испарении многокомпонентной смеси (к примеру 7).

расчетными данными долю отгона определим линейной интерполяцией в интервале значений $e' = 0,2$ и $e' = 0,25$ по уравнению типа (II.40)

$$e' = 0,25 - \frac{(0,25 - 0,20) \cdot 0,008}{0,008 + 0,028} = 0,249$$

При данной доле отгона по уравнениям (II.49) и (II.50) определяем составы образовавшихся фаз y_i и x_i . На рис. II-24 показано изменение функции

$$\delta(e') = \ln \left[\sum_{i=1}^p \frac{z_i}{1 + e' (k_i - 1)} \right] \quad (\text{II.54})$$

и для сравнения — изменение функции

$$\Delta(e') = \left[\sum_{i=1}^p \frac{z_i}{1 + e' (k_i - 1)} \right] - 1 \quad (\text{II.54a})$$

Приведенный график достаточно наглядно иллюстрирует преимущества использования функции $\delta(e')$ по сравнению с $\Delta(e')$ при расчете однократного испарения и конденсации.

Пример 8. Рассчитать долю отгона мазута Западно-Сибирских нефтей при $P = 10,65 \text{ кПа}$ (80 мм рт. ст.); $t = 300^\circ \text{C}$; $M_{\text{см}} = 415,6$; $\rho_{4\text{см}}^{20} = 0,9336$; ИТК мазута:

% (об.)	$^\circ \text{C}$	% (об.)	$^\circ \text{C}$
ин	212	40	410
5	284	50	443
10	309	60	475
20	346	70	510
30	376		

Компо- нент	z_i , мол. доля	Переохлаж- денная жидкость ($t=30^\circ\text{C}$)		Кипение жидкости (3°C)		Паронасыщенная смесь (50°C)						Насыщенный пар (63°C)		Перегретый пар (70°C)	
		K_i	$K_i z_i$	K_i	$K_i z_i$	$K_i z_i$	$\frac{z_i}{K_i}$	$K_i z_i$	$\frac{z_i}{K_i}$	$K_i z_i$	$\frac{z_i}{K_i}$	K_i	$\frac{z_i}{K_i}$		
C_2	0.1	3.5	0.350	4	0.4	0.47	0.021	0.217	0.192	0.052	0.245	5.8	0.017	6.2	0.016
C_3	0.2	1.1	0.220	1.35	0.27	0.33	0.124	0.415	0.112	0.172	0.235	2.0	0.1	2.2	0.091
$n\text{C}_4$	0.7	0.36	0.256	0.47	0.329	0.43	1.163	-0.304	0.312	0.776	0.470	0.79	0.835	0.9	0.777
Σ	1.0	—	0.826	—	0.999	1.22	1.207	0.028	1.009	1.000	0.994	—	1.002	—	0.994

Расчет доли отгона мазута Западно-Сибирской нефти (к примеру 8)

ТАБЛИЦА II.11

Фракция, $\%C$	z_i , об. доля	$\alpha = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{K_i - 1}$	ρ_{s0}^{40}	$t_{\text{об. кип.}}$, $^\circ\text{C}$	M	z_i , масс. доля	z_i , мол. доля	K_i	x_i , мол. доля	y_i , мол. доля	$M y_i$	ρ_{s0}^{40}
ни — 260	0.0110	0.0110	0.8292	236	185.3	0.0360	0.0290	40.9842	0.0015	0.0361	10.9	0.0490
360 — 390	0.0675	0.2856	0.8954	370	323.2	0.0648	0.0833	1.8063	0.0085	0.1101	35.6	0.0996
430 — 440	0.0319	0.4737	0.9237	435	444	0.0316	0.0317	0.2993	0.0423	0.0426	5.5	0.0116
500	0.3450	1.0015	0.9968	585	674.4	0.3695	0.2277	0.0063	0.9534	0.0001	0.6	0.0001

Расчет *. В пределах $260-400^\circ\text{C}$ разбиваем мазут на 20° -ные фракции, а при более высокой температуре — на 10° -ные фракции. Определяем среднюю температуру кипения фракций, плотность, молярную массу и константы равновесия. Молярные массы фракций определяем по уточненному уравнению [6], константы равновесия рассчитываем, ориентируясь на идеальные растворы ($K_i = P_i/P$), давления насыщенных паров P_i определяем по номограмме [9].

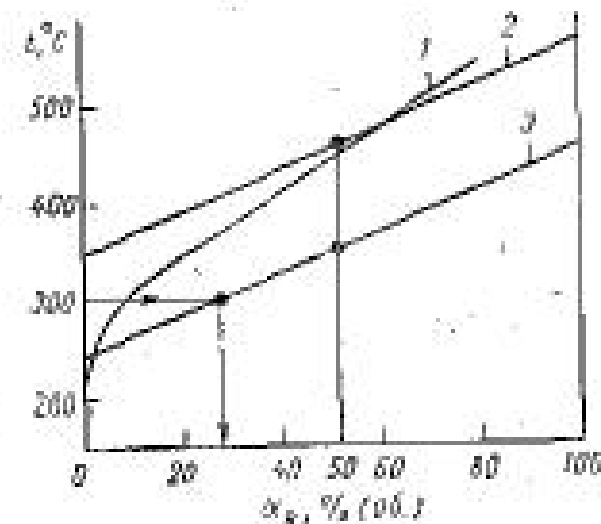


Рис. II.25. Графический расчет доли отгона при испарении непрерывной смеси (к примеру 5):
1 — ИТК исходной смеси; 2 — ОИ при $P = 0.1$ МПа; 3 — ОИ при $P = 10.7$ кПа.

Рассчитываем объемную, массовую и молярную концентрации фракций в исходной смеси. Результаты указанных расчетов сводим в таблицу.

В качестве примера в табл. II.11 приведены все расчеты для двух крайних и двух средних фракций. На основе этих данных по уравнению (II.53) определяем долю отгона $e' = 0.3557$, составы образовавшихся фаз x_i и y_i , молярные массы и плотность паровой фазы. Результаты этих расчетов также представлены в табл. II.11.

Найдем теперь долю отгона при помощи кривой ОИ, пользуясь графиками, приведенными на рис. II.21. Определим угол наклона кривой ИТК (рис. II.25)

$$\alpha_{\text{ИТК}} = \frac{510 - 309}{70 - 10} = 3.35 \frac{^\circ\text{C}}{\% \text{ отгона}}$$

Принимая $t_{s0}^{\text{ИТК}} = t_{s0}^{\text{ГОСТ}} = 443^\circ\text{C}$ по графику, приведенному на рис. II.21, а, при $\alpha = 30-50\%$, находим $\alpha_{\text{ГОСТ}} = 3$ и $\alpha_{\text{ОИ}} = 2.4 \frac{^\circ\text{C}}{\% \text{ отгона}}$. Далее по графикам, приведенным на рис. II.24, находим $t_{s0}^{\text{ОИ}} - t_{s0}^{\text{ГОСТ}} = 15^\circ$ и, следовательно, $t_{s0}^{\text{ОИ}} = 443 + 15 = 458^\circ\text{C}$. Пользуясь номограммой [9], находим, что при $P = 10.65$ кПа $t_{s0}^{\text{ОИ}} = 350^\circ\text{C}$. Проводим через 50% -ные точки (см. рис. II.23) соответствующие кривые ОИ и находим объемную долю отгона при $t = 300^\circ\text{C}$; $e = 0.27$. Пересчитывая объемную долю в молярную, получим

$$e = \frac{0.27 \cdot 0.8762 \cdot 415.6}{0.9336 \cdot 300.6} = 0.351$$

т. е. значение, близкое к найденному ранее.

Расчеты процессов однократного испарения и конденсации неидеальных многокомпонентных смесей выполняются аналогично описанным выше расчетам температур фазовых превращений

* Выполнен совместно с Исламбековой Р. Н.

неидеальных смесей, т. е. на основе решения системы уравнений (II.48), (II.49) и (II.50). Указанная система уравнений решается методом последовательных приближений при помощи двух итерационных циклов — внутреннего (для определения констант равновесия компонентов) и внешнего (для определения искомого параметра процесса). На рис. II-26 показана принципиальная блок-схема расчета доли отгона или конденсации при однократном

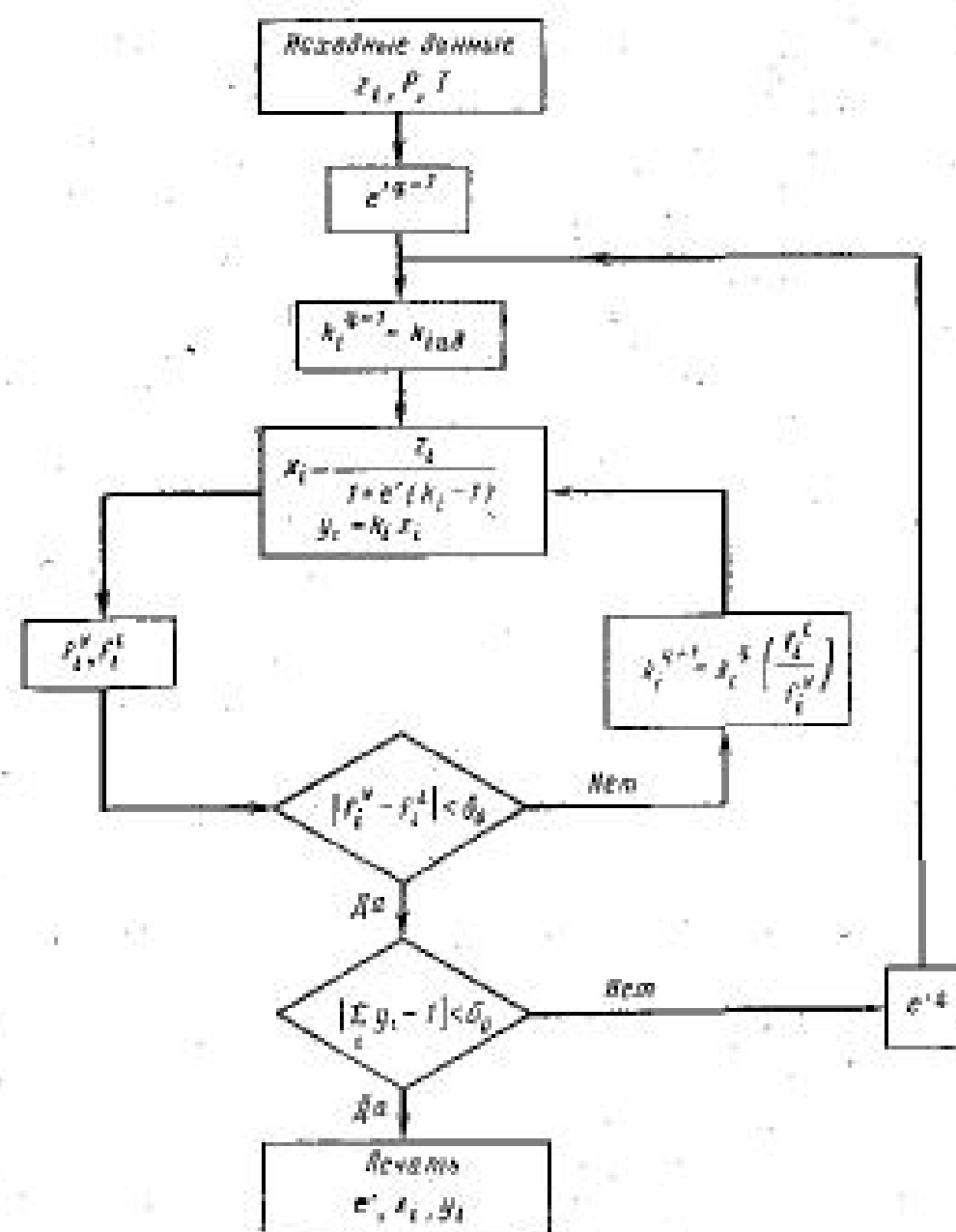


Рис. II-26. Блок-схема расчета однократных испарения и конденсации неидеальной многокомпонентной смеси.

процессе фазовых превращений неидеальной многокомпонентной смеси. Последовательность расчета понятна из рисунка.

Пример 9. Определить долю конденсации природного газа, состоящего из смеси азота и легких парафиновых углеводородов, при $P = 6$ МПа и температурах $T = 253$ К, 233 К и 213 К. Состав газа приведен в табл. II.12. **Расчет.** В табл. II.12 приводятся результаты расчетов процесса однократной конденсации, выполненных на ЭВМ в соответствии с приведенной на рис. II-26 принципиальной блок-схемой. Константы равновесия

Расчет процесса однократной конденсации природного газа
(к примеру 9)

Компонент	Состав газа z_i , мол. доля	Расчет $\phi = 0,0107$				Расчет $\phi = 0,0320$				Расчет $\phi = 0,1819$			
		K_i ($T = 253$ К)	K_i и K_i и ($T = 253$ К)	x_i , мол. доля	y_i , мол. доля	K_i ($T = 233$ К)	x_i , мол. доля	y_i , мол. доля	K_i ($T = 213$ К)	x_i , мол. доля	y_i , мол. доля	K_i ($T = 213$ К)	x_i , мол. доля
N_2	0,033	6,98825	—	0,00708	0,05369	5,35801	0,01033	0,05338	3,24800	0,01871	0,06078	3,24800	0,01871
C_1	0,850	2,29326	2,2300	0,37387	0,85728	1,78531	0,48739	0,87021	1,28209	0,68637	0,88710	1,28209	0,68637
C_2	0,081	0,44290	0,4220	0,13522	0,03886	0,33480	0,16486	0,05521	0,23141	0,14138	0,04307	0,23141	0,14138
C_3	0,020	0,14441	0,1100	0,12718	0,01836	0,10894	0,12979	0,01888	0,10455	0,07402	0,00774	0,10455	0,07402
nC_4	0,004	0,06539	0,0550	0,05035	0,00829	0,04743	0,04093	0,00194	0,04896	0,01772	0,00089	0,04896	0,01772
nC_5	0,003	0,04847	0,0330	0,07963	0,00386	0,03513	0,05809	0,00204	0,03841	0,02312	0,00089	0,03841	0,02312
nC_6	0,002	0,02406	0,0115	0,05180	0,00124	0,01731	0,02830	0,00050	0,02032	0,00892	0,00020	0,02032	0,00892
nC_7	0,003	0,01096	0,0100	0,08141	0,00172	0,01431	0,04521	0,00085	0,01717	0,01508	0,00029	0,01717	0,01508
nC_8	0,002	0,00773	0,0028	0,08787	0,00088	0,00546	0,03450	0,00019	0,00717	0,01048	0,00008	0,00717	0,01048

компонентов определялись с учетом влияния состава смеси для неидеальных растворов по методике, изложенной в работе [13]. В табл. II.12 показаны также константы равновесия компонентов C_1-C_6 при температуре $T = 253$ К, определенные по номограмме [10], т. е. без учета влияния неидеальности смесей. Сравнение констант равновесия неидеальных и условно идеальных растворов показывает значительное их расхождение, особенно для высококипящих компонентов.

Расчет процесса однократной конденсации влажного углеводородного газа выполняется в результате решения системы уравнений фазовых превращений в трехфазной системе, так как при однократной конденсации влажного природного газа, например, в процессе низкотемпературной ректификации, вследствие низкой температуры и высокого общего давления может образоваться трехфазная система газ — углеводородный конденсат — вода с компонентами газа, распределенными между обеими жидкими фазами. Процесс однократной конденсации в этом случае описывается следующими уравнениями

$$\sum_i x_{1i} = \sum_{i=1}^p \frac{z_i}{k_{1i} + e'_1 (1 - k_{1i}) + e'_2 \left(\frac{k_{1i}}{k_{2i}} \right) (1 - k_{2i})} = 1$$

$$\sum_i x_{2i} = \sum_{i=1}^p \frac{z_i}{k_{2i} + e'_1 \left(\frac{k_{2i}}{k_{1i}} \right) (1 - k_{1i}) + e'_2 (1 - k_{2i})} = 1$$

$$\left. \begin{aligned} y_i &= k_{1i} x_{1i} \\ y_i &= k_{2i} x_{2i} \end{aligned} \right\} \quad (II.56)$$

где z_i — состав исходной газовой смеси; y_i , x_{1i} , x_{2i} — составы образовавшихся газовой и жидкой фаз; e'_1 , e'_2 — мольные доли конденсации $e'_1 = L_1/F$ для углеводородного конденсата и $e'_2 = L_2/F$ для воды; k_{1i} и k_{2i} — константы равновесия (распределения) компонентов между газом и соответствующей жидкой фазой при температуре и давлении конденсации.

При определении долей конденсации e'_1 и e'_2 необходимо совместно решать уравнения (II.55)–(II.56). Вместо одного из этих уравнений, по аналогии с расчетом двухфазных систем, следует принять другое уравнение, например

$$\sum_i x_{1i} - \sum_i y_i = \sum_{i=1}^p \frac{z_i (1 - k_{1i})}{k_{1i} + e'_1 (1 - k_{1i}) + e'_2 \left(\frac{k_{1i}}{k_{2i}} \right) (1 - k_{2i})} = 0$$

При $k_{1i} = k_{2i}$ или $L_2 = 0$ данное уравнение приводится к уравнению (II.49), описывающему процесс однократной конденсации смеси.

б. Один из методов определения констант равновесия в трехфазной системе углеводородный газ — конденсат — вода описан в работе [14].

Отметим, что при высокой температуре и низком давлении растворимость углеводородов в воде невелика ($k_{2i} \rightarrow \infty$), и поэтому распределение компонентов между паровой и жидкой фазами в этом случае будет определяться более простыми уравнениями (II.49), (II.56) с учетом влияния водяного пара как инертного компонента. Такие условия конденсации, например, имеют место в атмосферных колоннах для перегонки нефти.

Расчет процессов дросселирования и детандирования многокомпонентных смесей. С процессами дросселирования или изэнтропийного (адиабатного) расширения смесей приходится часто

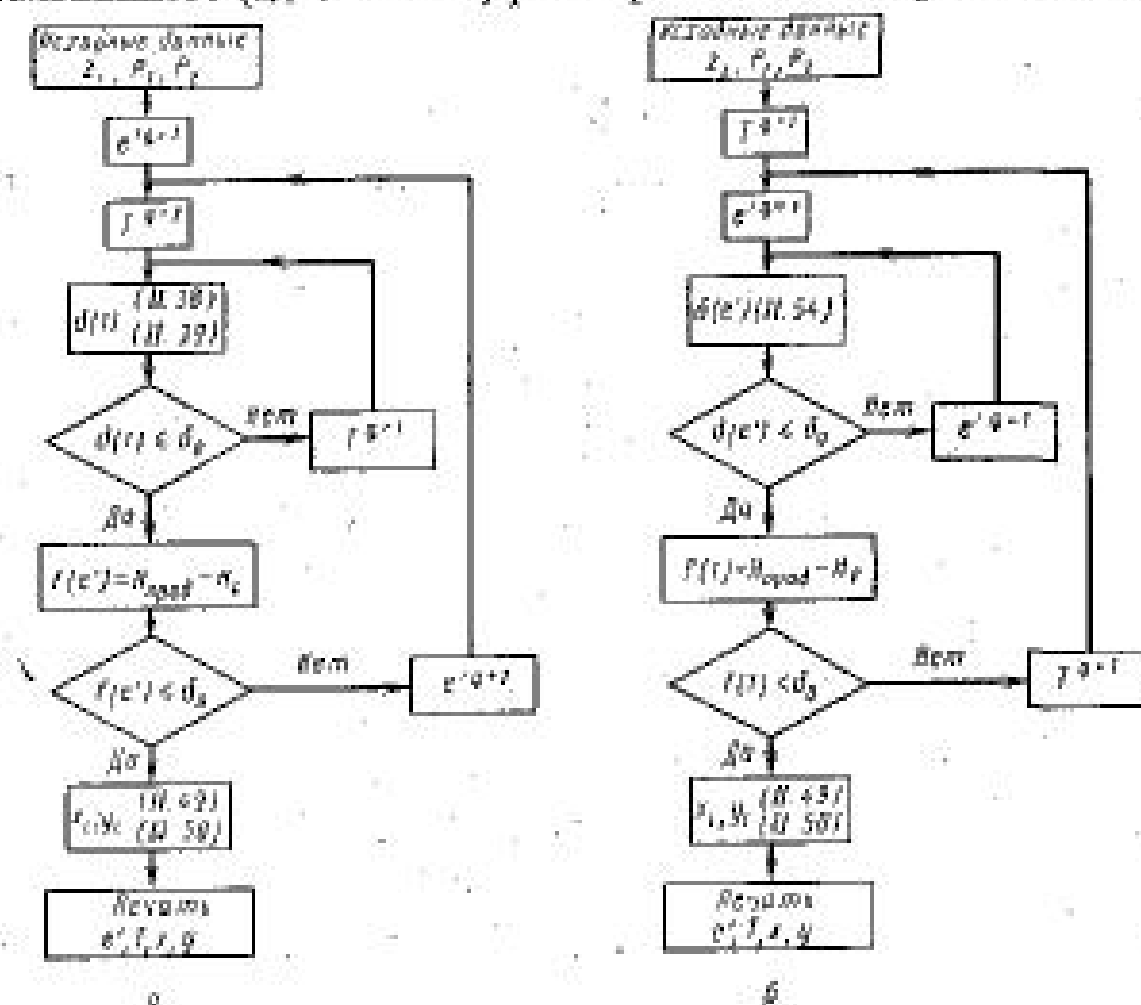


Рис. II.37. Блок-схема расчета однократных испарения и конденсации при дросселировании бинарных (а) и многокомпонентных (б) смесей.

встречаться при расчете процесса ректификации — при определении температуры и доли отгона питания в трансферном трубопроводе атмосферных и вакуумных колонн; при составлении материального и теплового балансов процессов ректификации с тепловым насосом, конденсационно-испарительных аппаратов, сложных ректификационных колонн и т. д.

Детандирование многокомпонентных смесей или изэнтропийное их расширение широко применяется в настоящее время в процессах низкотемпературной ректификации многокомпонентных углеводородных смесей.

При изэнтропийном или изотропном расширении многокомпонентной смеси от давления P_1 до давления P_2 происходит

не только фазовые превращения смеси, но и уменьшение температуры от T_1 до T_2 . Следовательно, в отличие от рассмотренных ранее условий однократного испарения и конденсации неизвестными здесь являются доля отгона e (или доля неконденсированного потока) и конечная температура системы T_2 , поэтому расчет проводится с использованием двойных итераций по внешнему и внутреннему итерационным циклам.

Расчеты процессов однократного испарения и конденсации при дросселировании близко- и ширококипящих смесей различаются последовательностью выполнения итерационных циклов [7], обеспечивающей устойчивую сходимость расчета и наименьшее число итераций. Для близкокипящих смесей внутренний итерационный цикл строится на основе уравнения (II.49), которое решается относительно температуры; при этом внешний итерационный цикл строится на основе уравнения теплового баланса, которое решается относительно доли отгона e или доли неконденсированного потока (рис. II-27, а). Для ширококипящих смесей принимается обратный порядок расчета (рис. II-27, б).

Аналогичным образом строятся также расчеты процессов детандирования многокомпонентных смесей с тем лишь отличием, что функции $f(e)$ и $f(T)$ определяются в виде разности энтропий исходной смеси и полученных продуктов ($S_{\text{прод}} - S_{\text{исх}}$).

Пример 10. Рассчитать процессы дросселирования и детандирования природного газа в виде многокомпонентной смеси азота и легких парафиновых углеводородов $C_1 - C_6$ от давления $P_1 = 6$ МПа до давления $P_2 = 2$ МПа при исходной температуре $T_1 = 258$ К в процессе дросселирования и $T_1 = 283$ К в процессе детандирования. Исходный состав газа приведен в табл. II.13.

Расчет. В табл. II.13 и II.14 приводятся результаты расчетов указанных процессов, выполненных на ЭВМ в соответствии с приведенной на рис. II-27 принципиальной блок-схемой. Константы равновесия компонентов определялись с учетом влияния состава смеси и неидеальности смеси по методике, изложенной в работе [13].

Расчет процесса дросселирования природного газа
(к примеру 10)

ТАБЛИЦА II.13

Ком- по- нент	z_i , мол. доля	Расчет $e = L/F$					
		$e = 0,06916$			$e = 0,01813$		
		R_i при $P_1 = 6$ МПа $T_1 = 258$ К	x_i , мол. доля	y_i , мол. доля	R_i при $P_2 = 2$ МПа $T_2 = 283$ К	x_i , мол. доля	y_i , мол. доля
N_2	0,05300	7,35122	0,00727	0,05344	26,03000	0,00207	0,05394
C_1	0,85000	2,42146	0,35284	0,85475	4,95447	0,17404	0,86248
C_2	0,06100	0,47592	0,12680	0,06037	0,47749	0,12524	0,05981
C_3	0,02000	0,15696	0,12120	0,01903	0,09638	0,17732	0,01709
nC_4	0,00400	0,07175	0,04965	0,00356	0,03074	0,08278	0,00255
nC_5	0,00500	0,05329	0,08029	0,00428	0,02023	0,13158	0,00266
nC_6	0,00200	0,02660	0,05583	0,00149	0,00746	0,07856	0,00050
nC_7	0,00300	0,02210	0,08564	0,00211	0,00672	0,12629	0,00072
nC_8	0,00200	0,00872	0,11049	0,00096	0,00148	0,10213	0,00015

Расчет процесса детандирования природного газа
(к примеру 10)

ТАБЛИЦА II.14

Компо- нент	z_i , мол. доля	Расчет $e = L/F$			
		$e = 0$	$e = 0,02885$		
		R_i при $P_1 = 6$ МПа $T_1 = 283$ К	R_i при $P_2 = 2$ МПа $T_2 = 255$ К	x_i , мол. доля	y_i , мол. доля
N_2	0,05300	6,72410	23,72614	0,00230	0,05541
C_1	0,85000	2,78000	4,23488	0,20538	0,86915
C_2	0,06100	0,52890	0,36507	0,15921	0,05808
C_3	0,02000	0,21269	0,06809	0,21069	0,01434
nC_4	0,00400	0,15463	0,02044	0,08216	0,00168
nC_5	0,00500	0,10185	0,01322	0,11997	0,00458
nC_6	0,00200	0,05820	0,00466	0,05993	0,00028
nC_7	0,00300	0,05141	0,00353	0,08295	0,00033
nC_8	0,00200	0,02748	0,00085	0,06740	0,00006

5. АНАЛИТИЧЕСКИЕ И ГРАФИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ И НЕПРЕРЫВНЫХ СМЕСЕЙ В ПРОСТЫХ КОЛОННАХ

В настоящее время ректификация многокомпонентных углеводородных смесей в простых колоннах является одним из самых распространенных процессов в нефтегазопереработке; сюда относятся выделение легких углеводородов из смеси широких фракций (деметанизация, дестанизация, стабилизация бензинов и газоконденсатов), получение технического пропана и бутана из широких фракций, разделение смеси бутанов, пентанов, гексанов, октилов и т. д.

К процессам ректификации непрерывных смесей в простых колоннах в практике нефтепереработки относятся: предварительное отбензинивание нефти на установках АВТ, вторичная перегонка бензиновых фракций, разделение продуктов реакции (катализаторов, изомеризаторов, риформатов и т. д.), получение узких масляных фракций и пр.

Из аналитических методов расчета процесса ректификации многокомпонентных смесей наиболее удобными для выполнения проектных расчетов являются методы характеристической температуры [17, 18], температурной границы деления смеси [15, 16] и ключевых компонентов [19]. Ниже рассматривается содержание указанных методов расчета с соответствующими изменениями и дополнениями, внесенными при дальнейшем их развитии и доработке. Вследствие недостатка места вывод основных уравнений в книге не приводится; более подробное изложение новых методов расчета будет сделано в периодической литературе.

Наиболее простым, как известно, является метод ключевых компонентов, однако он используется обычно только при четном делении смесей. Методы характеристической температуры

и температурной границы деления смеси позволяют рассчитывать четкое и нечеткое разделение; соответствующие области применения каждого из них определяются поставленными целями и задачами проектирования, поскольку в исходных данных этих методов принимают разные независимые переменные.

Отметим, что рассматриваемые аналитические методы расчета имеют погрешность второго порядка относительно малого параметра по сравнению с итерационными методами расчета [21].

Метод ключевых компонентов предназначен в основном для ручных расчетов. Для получения надежных результатов расчета по методам характеристической температуры и температурной границы деления смеси (несмотря на возможность практической их реализации вручную) необходимо применять ЭВМ, так как в основе этих методов лежат итерационные вычисления.

Особенности расчета непрерывных смесей (типа нефти и ее фракций). Расчеты ректификации непрерывной смеси обычно выполняются путем ее дискретизации, т. е. представления непрерывной смеси в виде псевдокомпонентной, состоящей из условных компонентов — фракций, выкипающих в узких интервалах температур; свойства этих узких фракций приравниваются к свойствам индивидуальных компонентов.

Для непрерывных смесей типа нефти и ее фракций за условные компоненты принимают такие углеводороды, физические свойства которых совпадают со свойствами узких нефтяных фракций. Идентификация условных компонентов производится по средней температуре кипения и плотности узких фракций. При целевом выделении из непрерывной смеси фракций, обогащенных определенными углеводородами, разбивку на условные компоненты следует проводить с учетом химического состава смеси.

Необходимо отметить, что применение методов дискретизации непрерывных смесей приводит в итоге к заниженным значениям расхода орошения и необходимого числа тарелок по сравнению с результатами интегральных методов расчета. Однако указанное различие становится несущественным и практически не имеет значения при правильной разбивке непрерывной смеси на условные компоненты в соответствии с высказанными ниже замечаниями. Так, рекомендуется производить неравномерную разбивку смеси на условные компоненты в зависимости от заданной четкости разделения. Фракции, примыкающие к границе деления смеси, следует принимать в таких температурных пределах, чтобы их содержание в сырье не превышало доли нежелательных компонентов в продуктах разделения.

Разделение непрерывных смесей может задаваться температурной границей деления смеси по кривой ИТК $t_k^{\text{ИТК}}$ с соответствующим выходом дистиллята α или четкостью разделения в виде налегания температур кипения соседних фракций $\Delta t^{\text{ИТК}}$.

На рис. II-28 показаны кривые ИТК сырья и продуктов разделения, построенные на одном графике. Такое изображение кривых

ИТК удобно для определения температурной границы деления смеси и четкости ректификации. Действительно, из рисунка следует, что температурная граница деления $t_k^{\text{ИТК}}$ соответствует температуре четного деления смеси по кривой ИТК сырья при заданном отборе α_k ; при этом четкость ректификации определяется как налегание температур кипения соседних фракций, т. е. как разность температур конца выкипания и начала кипения соответ-

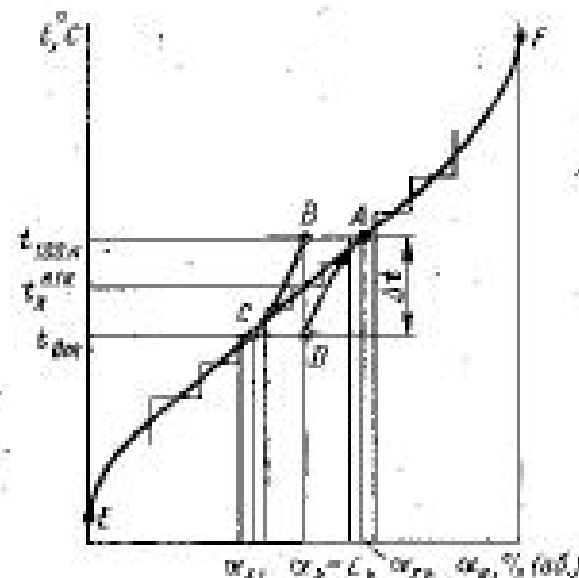


Рис. II-28. Совмещенный график кривых ИТК сырья (КСАФ), дистиллята (ДСЕ) и остатка (ОАФ) при разделении непрерывных смесей в простой ректификационной колонне.

ственно легкой и тяжелой фракций по кривой ИТК ($\Delta t^{\text{ИТК}} = t_{\text{дел}} - t_{\text{от}}$).

При оценке четкости ректификации используется также понятие о налегании или разрыве температур выкипания 95 и 5%-ных отборов соответственно легкой и тяжелой фракций по кривым фракционной стандартной разгонки $\Delta t^{\text{ГОСТ}}$.

Очевидно, температура конца кипения дистиллята не может быть выше температуры выкипания самого тяжелого распределяемого компонента, так же как температура начала кипения остатка не может быть ниже температуры выкипания самого легкого распределяемого компонента, т. е. точки A и B должны соответствовать температуре $t_{\text{дел}}$ и точки C и D — температуре $t_{\text{от}}$ (см. рис. II-28).

Температурная граница деления смеси $t_k^{\text{ИТК}}$ располагается симметрично относительно температур $t_{\text{дел}}$ и $t_{\text{от}}$, т. е. она равна среднему значению этих температур.

Содержание примесей в дистилляте и остатке, т. е. высококипящих и легкокипящих фракций соответственно, может быть вычислено по уравнениям

$$\Delta_1 = \sum_{i=k+1}^n x_{Di}$$

$$\Delta_2 = \sum_{i=1}^{k-1} x_{Wi}$$

где k — индекс условного компонента, температура кипения которого равна температурной границе деления смеси ($t_i = t_k^{\text{ИТК}}$). Потенциальные отборы дистиллятной и остаточной фракций определяются выражениями

$$\left(\frac{D}{F}\right)_n = 1 - \Delta_1 \quad \left(\frac{W}{F}\right)_n = 1 - \Delta_2$$

Расчет методом характеристической температуры. В методе характеристической температуры уравнения материального баланса и фазового равновесия решаются при одной (характеристической или эффективной) температуре; благодаря этому получаются сравнительно простые уравнения для соотношения покомпонентных потоков в дистилляте и остатке в режиме заданного ψ_i , минимального ψ_i , $N_{\text{мин}}$ и бесконечного ψ_i , $k \rightarrow \infty$ орошений, а также уравнения, определяющие константу равновесия компонента k , при заданном его распределении между дистиллятом и остатком.

Указанные уравнения приведены в табл. II.15.

Рассмотрим сначала расчет полной ректификационной колонны, используя четыре степени свободы проектирования колонны в режиме заданного орошения. В качестве исходных данных (в дополнение к составу питания, его температуре и давлению процесса) примем выход дистиллята z , соотношение расходов какого-либо компонента в продуктах разделения ψ_k и число теоретических тарелок в концентрационной и отгонной частях колонны N_1 и N_2 . В то же время для обеспечения оптимальных условий работы колонны (см. гл. IV) числа теоретических тарелок будем определять соответствующим расчетом на основе заданных значений z и ψ_k . Следовательно, в результате расчета определяются потребные для заданного разделения флегмовое число R , числа теоретических тарелок N_1 и N_2 и полные составы продуктов y_{01} и x_{w1} .

Мольный отбор дистиллята z целесообразно принимать равным потенциальному содержанию извлекаемых компонентов или фракций в сырье, что также обеспечит условия разделения, близкие к оптимальным (см. гл. IV).

При назначении заданного разделения одного компонента следует иметь в виду, что в условиях фиксированного выхода дистиллята z значение ψ_k можно произвольно изменять лишь в ограниченных пределах, зависящих главным образом от состава сырья.

При разделении непрерывных смесей в качестве компонента с заданным разделением ψ_k принимается условный компонент на температурной границе деления смеси $t_k^{\text{ИТК}}$, т. е. такой компонент, температура кипения которого по кривой ИТК соответствует принятому отбору дистиллята. Для этого компонента обычно принимается условие $\psi_k = 1$. Однако для получения

симметричного распределения кривых ИТК продуктов разделения относительно температурной границы заданное разделение k -го компонента следует принимать равным $\psi_k = (1 - \varepsilon)/\varepsilon$.

Порядок расчета приведен ниже.

1. Уточняется расчетный состав сырья. В частности, для непрерывных смесей кривая ИТК сырья пересчитывается из объемных или массовых процентов в мольные. Исходная смесь разбивается на узкие фракции, которые рассматриваются как условные компоненты.

2. Рассчитывается доля отгона питания при заданной температуре или определяется температура питания при заданной доле отгона. Рассчитываются факторы отпарки компонентов питания S_{Fi} (см. табл. II.15).

3. Рассчитывается режим бесконечного орошения, в результате чего определяется минимальное число тарелок $N_{\text{мин}}$. Для этого решается система уравнений, включающая уравнения покомпонентного материального баланса, уравнения (II.58a) и ограничения по составу:

$$t_i = d_i + b_i$$

$$\frac{d_i}{b_i} = \lambda_i k_i^{2N_{\text{мин}}} \quad (\text{II.65a})$$

$$\frac{1}{F} \sum_{i=1}^P d_i = \varepsilon$$

Независимыми переменными этой системы уравнений являются $N_{\text{мин}}$ и характеристическая температура $t_{\text{эф}}$, так как $k_i = f(t_{\text{эф}})$. Число тарелок $N_{\text{мин}}$ может быть найдено по заданному разделению компонента ψ_k из уравнения

$$N_{\text{мин}} = \frac{1}{2} \cdot \frac{\ln(\psi_k/\lambda_k)}{\ln k_k} \quad (\text{II.65b})$$

Тогда характеристическая (эффективная) температура $t_{\text{эф}}$ определится в результате итерационного решения следующего уравнения:

$$\left| \frac{1}{F} \sum_{i=1}^P \frac{\psi_i d_i}{1 + \psi_i} - \varepsilon \right| < \delta_0 \quad (\text{II.66})$$

в котором $\psi_i = \psi_k$ при $i = k$; при $i \neq k$ ψ_i определяется уравнением (II.58a); $N_{\text{мин}}$ — уравнением (II.65b). Следовательно, в результате решения уравнения (II.66) сначала определяется $t_{\text{эф}}$, а затем по уравнению (II.65b) $N_{\text{мин}}$.

При вычислении факторов абсорбции и отпарки A_{0i} и S_{0i} константы равновесия компонентов k_{iD} и k_{iW} рассчитываются при температурах t_D и t_W соответственно; в свою очередь последние определяются на основе составов продуктов при четком делении смеси.

Определенный параметр	Вид колонны			Номер уравнения
	полная	упрощенная	отдельная	
ψ_i	$\psi_i = \frac{Z_{iSN_i} - (1 + S_{Fi})^{-1}}{Z_{iAN_i} - S_{Fi} (1 + S_{Fi})^{-1}}$	$\psi_i = \frac{1}{Z_{iAN} - 1}$	$\psi_i = Z_{iSN} - 1$	(11.57)
$\psi_i, R_{\min}$	$\psi_i, R_{\min} = \frac{(S_i + S_{Fi}) (1 - A_i)}{(A_i S_{Fi} + 1) (1 - S_i)}$	$\psi_i, R_{\min} = \frac{1 - A_i}{A_i}$	$\psi_i, R_{\min} = \frac{S_i}{1 - S_i}$	(11.58)
$\psi_i, R \rightarrow \infty$	$\psi_i, R \rightarrow \infty = \lambda_i \lambda_i^{SN_{\max}}$ где $\lambda_i = \frac{ek_{iW}}{(1 - e) [1 + e'_D (k_{iD} - 1)]}$ $e'_D = D_V/D$	—	—	(11.59a)
Z_i	$Z_{iAN_i} = A_{i0} A_i^{N_i} + \frac{A_i^{N_i+1} - 1}{A_i - 1}$	$Z_{iAN} = Z_{iAN_i}$	—	(11.59)
Z_i	$Z_{iSN_i} = S_{i0} S_i^{N_i} + \frac{S_i^{N_i+1} - 1}{S_i - 1}$	—	$Z_{iSN} = Z_{iSN_i}$	(11.60)

A_{i0}	$A_{i0} = \frac{R}{1 + e'_D (k_{iD} - 1)}; \left(e'_D = \frac{D_V}{D} \right)$	$A_{i0} = \frac{R}{1 + e'_D (k_{iD} - 1)};$ $\left(e'_D = \frac{D_V}{D} \right)$	—	(11.61)
A_i	$A_i = \frac{R}{(1 + R) k_i}$	$A_i = \frac{R}{(1 + R) k_i}$	—	(11.62)
S_{i0}	$S_{i0} = \frac{[e (1 + R) - e'_F] k_{iW}}{1 - e}$	—	$S_{i0} = U k_{iW}$	(11.63)
S_i	$S_i = \frac{[e (1 + R) - e'_F] k_i}{1 + eR - e'_F}$	—	$S_i = \frac{U k_i}{1 + U}$	(11.64)
k_k	$k_k = \frac{R + \sqrt{B^2 + 4AC}}{2A}$ где $A = (1 + \psi_k) (1 + R) [e (1 + R) - e'_F]$ $B = (1 - \psi_k S_{F_k}) [e (1 + R) - e'_F] R +$ $+ (\psi_k - S_{F_k}) (1 + R) (1 + eR - e'_F)$ $C = S_{F_k} R (1 + \psi_k) (1 + eR - e'_F)$ при $e'_F = 0$ $k_k = \frac{R}{1 + R} + \frac{\psi_k}{e (1 + \psi_k) (1 + R)}$	$k_k = \frac{R (1 + \psi_k)}{1 + R}$	$k_k = \frac{1 + U}{U} \cdot \frac{\psi_k}{1 + \psi_k}$	(11.65)

* В уравнениях (11.57), (11.58), (11.63) $S_{F_i} = \frac{e'_F}{1 - e'_F} \cdot k_{F_i}$

4. Принимаются оптимальные условия работы колонны, на основе которых определяются общее число тарелок N и оптимальное положение тарелки питания N_1/N . Например, значение N может быть вычислено по уравнению (IV.18), а правильность принятого значения N_1/N может быть проверена после выполнения расчетов по уравнению (IV.22).

5. Рассчитывается режим минимального орошения, в результате чего определяются минимальное флегмовое число $R_{\min}$ и коэффициент избытка флегмы $\beta = R/R_{\min}$.

Эффективная температура здесь определяется по константе k_A , вычисленной из уравнения (II.65), а $R_{\min}$ рассчитывается в результате итерационного решения уравнения общего материального баланса в виде:

$$\left| \varepsilon' - \frac{1}{F} \sum_{i=1}^m \frac{\psi_i R_{\min} f_i}{1 + \psi_i R_{\min}} \right| < \delta_0 \quad (\text{II.67})$$

где

$$\varepsilon' = \varepsilon - \frac{1}{F} \sum_{i=1}^{n-1} f_i$$

Здесь индексы $i = 1, \dots, n-1$ относятся к летучим компонентам смеси, полностью переходящим в дистиллят, для которых $A_i < 1$ и $S_i > 1$; индексы $i = n, \dots, l, h, \dots, m$ относятся к распадаемым компонентам, для которых $A_i < 1$ и $S_i < 1$.

6. Рассчитывается режим заданного орошения, в результате чего определяются фактическое флегмовое число R и распределение компонентов в дистилляте и остаток y_D и x_W . Так же как и для режима бесконечного орошения, решается система уравнений, включающая уравнения материального баланса, уравнения (II.57) и ограничения по составу, в которой независимыми переменными являются эффективная температура $t_{\text{эф}}$ и флегмовое число R .

Эффективная температура определяется сначала по заданному разделению компонента ψ_k на основе уравнения (II.57) или находится приближенно по константе k_A , вычисленной из уравнения (II.65). Затем находится флегмовое число в результате итерационного решения уравнения (II.66), в котором значения ψ_i определяются уравнением (II.57) при найденной эффективной температуре. При расчете флегмового числа в качестве первого приближения принимается $R^{0.1} = R_{\min}$.

Составы продуктов разделения рассчитываются по уравнениям

$$\begin{aligned} d_i &= \frac{f_i \psi_i}{1 + \psi_i} & y_{Di} &= \frac{d_i}{D} \\ b_i &= f_i - d_i & x_{Wi} &= \frac{b_i}{W} \end{aligned} \quad (\text{II.68})$$

Далее определяются температуры верха и низа колонны на основе найденных составов и при помощи описанных в пп. 3 и 4 методов расчета температур фазовых превращений.

Расчеты теплового баланса процесса и внутренних материальных потоков в колонне производятся аналогично соответствующим расчетам ректификации бинарных смесей.

В заключение отметим, что при малой величине коэффициента избытка флегмы ($\beta \rightarrow 1$) итерационный поиск флегмового числа затрудняется, так как небольшому изменению δ_0 по уравнению (II.66) будет соответствовать довольно широкий диапазон изменения флегмового числа, в то же время при оптимальном коэффициенте избытка флегмы значительному изменению δ_0 соответствует относительно небольшое изменение флегмового числа R , благодаря чему итерационный поиск R в этом случае не представляет особых трудностей.

При выполнении расчетов ректификации в укрепляющей и отгонной колоннах в качестве исходных данных принимается выход дистиллята ε и заданное разделение одного компонента ψ_k . В результате расчетов определяются потребное для заданного разделения число теоретических тарелок и полные составы продуктов.

Флегмовое и отпарное числа связаны с выходом дистиллята следующими соотношениями:

$$R = \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \quad U = \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon}$$

Порядок расчета неполной колонны будет следующим. Рассчитывается эффективная температура процесса по константе k_A , вычисленной из уравнения (II.65). На основе уравнения общего материального баланса (II.66) при соответствующих значениях ψ_i , полученных по уравнениям (II.57), в результате итерационного расчета вычисляется потребное число теоретических тарелок N и разделение каждого компонента ψ_i . Составы дистиллята и остатка определяются по уравнениям (II.68).

Пример 11. Рассчитать материальный баланс процесса ректификации смеси Мухомовских нефтей (кривая ИТК смеси нефтей приведена на рис. II-29) в колонне К-1 установки АВТ для предварительного отбензинивания нефти с получением в качестве головного потока фракции $\text{нп} - 120^\circ\text{C}$ и определить необходимое флегмовое число при следующих исходных данных: $P = 0,17$ МПа; $N_1 = 8$ шт.; $N_2 = 6$ шт.

Расчет. 1. Пересчитываем кривую ИТК сырой нефти из массовых в мольные проценты (кривая 2 на рис. II-29).

2. Принимаем мольный отбор дистиллята равным потенциальному содержанию фракции $\text{нп} - 120^\circ\text{C}$ в нефти $\varepsilon = 0,3224$.

3. Разбиваем исходную смесь на условные компоненты, принимая растворенные в нефти парафиновые углеводороды $C_1 - C_4$ за первый компонент, фракцию выше 250°C — за последний компонент; между этими фракциями принимаем неравномерную разбивку компонентов; в районе деления смеси — на 10° -ные, выше и ниже ее — на $20-30^\circ$ -ные фракции. Всего получаем 18 фракций, или условных компонентов, температуры кипения которых в нормальных условиях принимаем равными среднему температурному

пределу выпаривания этих фракций (см. рис. II-29): $t_i = 15; 44; 65; 75; 85; 95; 105; 115; 125; 135; 145; 155; 165; 175; 185; 200; 230; 300^\circ\text{C}$.

Очевидно, содержание условных компонентов в сырье x_F или f_i равно содержанию принятых узких фракций в нефти.

4. Долю отгона питания принимаем равной отбору дистиллята

$$e_F' = e = 0,3224$$

При помощи уравнения (II.49) определяем температуру сырья.

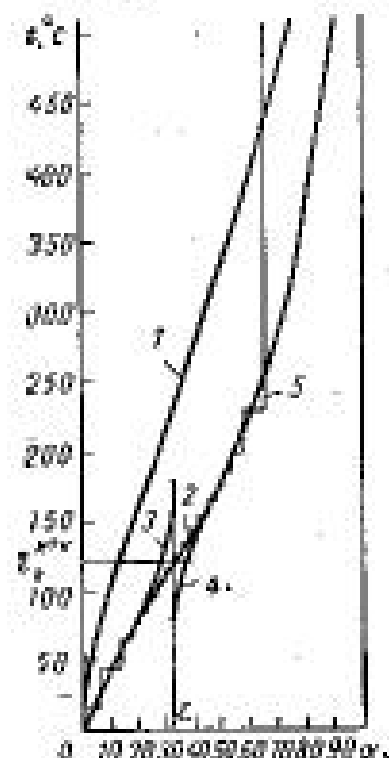


Рис. II-29. Кривые НК сырья и продуктов разделения (в примере II):
1 — для сырой нефти в % (масса); 2 — то же, в % (мол.); 3 — для фр. $n_k = 120^\circ\text{C}$, % (мол.); 4 — для частично отбензиненной нефти, % (мол.); 5 — средняя линия температур кипения условных компонентов сырья.

Константы равновесия условных компонентов сырья здесь и далее будем рассчитывать так же, как для идеальных растворов при низком давлении, используя формулу Анворта для определения давления насыщенных нефтяных паров (P_i в МПа)

$$k_i = \frac{P_i}{P}$$

$$\lg P_i = 2,68 \left[1 - \frac{f(T_F)}{f(T_i)} \right] - 1 \quad (\text{II.69})$$

где

$$f(T) = \frac{1250}{\sqrt{T^2 + 108\,000} - 307,6} - 1$$

В результате расчетов получено $t_F = 120^\circ\text{C}$. При данной температуре определяем факторы отпарки всех компонентов сырья S_{F_i} . В качестве примера далее будут приведены все расчеты по первому компоненту

$$S_{F_1} = \frac{0,3224 \cdot 6,57}{1 - 0,3224} = 3,088$$

5. Принимаем флегмовое число $R = 0,8$. Результаты расчета колонны при других флегмовых числах, связываемые с итерационным поиском значения R , здесь не приводятся. Искомое значение $R = 5,6$.

6. Определяем фактор отпарки условного компонента на температурной границе деления смеси при температуре питания. Поскольку темпера-

турная граница деления смеси совпадает с ее температурой кипения $t_k = t_F = 120^\circ\text{C}$, имеем

$$\lg P_k = -1 \text{ и } P_k = 0,1$$

$$k_{F_k} = \frac{0,1}{0,17} = 0,578$$

$$S_{F_k} = \frac{0,3224 \cdot 0,578}{1 - 0,3224} = 0,27$$

По уравнению (II.65) определяем константу равновесия условного компонента на температурной границе деления смеси, т. е. компонента с нормальной температурой кипения $t_k = 120^\circ\text{C}$ и коэффициентом распределения компонентов между дистиллятом и остатком $\phi_k = 1$

$$A = (1 + 1)(1 + 0,8)[0,32(1 + 0,8) - 0,3224] = 0,92$$

$$B = (1 - 1 \cdot 0,27)[0,32(1 + 0,8) - 0,3224]0,8 +$$

$$+ (1 - 0,27)(1 + 0,8)(1 + 0,3224 \cdot 0,8 - 0,3224) = 1,38$$

$$C = 0,27 \cdot 0,8(1 + 1)(1 + 0,3224 \cdot 0,8 - 0,3224) = 0,404$$

$$k_k = \frac{1,38 + \sqrt{1,38^2 + 4 \cdot 0,92 \cdot 0,404}}{2 \cdot 0,92} = 1,75$$

7. Определяем $T_{\text{эф}}$ по найденному значению k_k . Из уравнения (II.69) имеем

$$f(T_{\text{эф}}) = \left[1 - \frac{\lg(P_k)}{2,68} \right] f(T_k)$$

$$f(T_{\text{эф}}) = \left[1 - \frac{\lg(1,73 \cdot 1,75)}{2,68} \right] 5,085 = 4,177$$

Данному значению функции $f(T_{\text{эф}})$ соответствует $T_{\text{эф}} = 440\text{ K}$ ($t_{\text{эф}} = -167^\circ\text{C}$).

8. По уравнениям (II.69) определяем константы равновесия всех условных компонентов при эффективной температуре

$$\lg P_1 = 2,68 \left(1 - \frac{4,177}{8,438} \right) - 1 = 0,351 \quad P_1 = 2,2 \text{ МПа}$$

$$k_1 = \frac{2,2}{0,17} = 12,99$$

9. Факторы абсорбции и отпарки всех компонентов при эффективной температуре определяем по уравнениям

$$A_i = \frac{0,8}{k_i}$$

$$S_{0i} = \frac{[0,3224(1 + 0,8) - 0,3224] k_i}{1 - 0,3224} = 0,38k_i$$

$$A_i = \frac{0,8}{(1 + 0,8) k_i} = \frac{0,44}{k_i}$$

$$S_i = \frac{[0,3224(1 + 0,8) - 0,3224] k_i}{1 + 0,3224 \cdot 0,8 - 0,3224} = 0,27k_i$$

Например, для первого компонента имеем

$$A_{01} = \frac{0,8}{12,99} = 0,062$$

$$S_{01} = 0,38 \cdot 12,99 = 4,935$$

$$A_1 = \frac{0,44}{12,99} = 0,034$$

$$S_1 = 0,27 \cdot 12,99 = 3,507$$

10. Определяем коэффициенты ψ_i по уравнению (II.62). Например, для первого компонента имеем

$$\psi_1 = \frac{4,935 \cdot 3,507^0 + (3,507^0 - 1) (3,507 - 1)^{-1} - (1 + 3,088)^{-1}}{0,062 \cdot 0,034^0 + (0,034^0 - 1) (0,034 - 1)^{-1} - 3,088 (1 + 3,088)^{-1}} = 42,000$$

11. На основе найденных значений ψ_i определяем покомпонентный состав продуктов разделения и относительную ошибку вычисления выхода дистиллята δ_0 , т. е. проверяем условие сходимости расчета материального баланса

$$\frac{1}{P} \sum_{i=1}^P \frac{\psi_i f_i}{1 + \psi_i} = 0,33289$$

$$\delta_0 = 0,33289 - 0,32240 \approx 0,01$$

Результаты выполненных расчетов сводим в таблицу. Для примера в табл. II.16 приведены указанные расчеты для первых четырех фракций.

Расчет методом температурной границы. Основные уравнения этого метода записываются по аналогии с уравнением Фенске, в соответствии с которым в режиме бесконечного орошения существует следующая зависимость между числом теоретических тарелок и содержанием в дистилляте и остатке двух компонентов:

$$\psi_i = \alpha_{i-k}^N \psi_j \quad (II.70)$$

где

$$\psi_i = \frac{x_{Di}}{x_{Wi}}$$

Расчет материального баланса колонны К-1 установки АВТ (к примеру 11)

Компоненты или фракция, °C	Нольная масса	Сырье			S_{Pi}	k_i при $T_{0\Phi}$	A_{10}	S_{i0}
		x_{Fi} , масс. доля	f_i , моль/ч	$\alpha_k =$ $\sum_{i=1}^k f_i$				
Газ ($C_1 - C_4$)	44	0,0130	6,26	6,26	3,088	12,99	0,062	4,935
28-60	83	0,0311	7,84	14,20	1,772	8,48	0,094	3,224
60-70	88	0,0182	4,38	18,58	1,203	6,012	0,133	2,284
70-80	90	0,0083	1,96	20,54	0,916	4,81	0,166	1,826

Если в качестве j -того компонента принять реальный или условный равномерно распределенный между дистиллятом и остатком компонент, для которого $\psi_j = \psi_k = 1$, то нормальная температура кипения этого компонента t_k будет соответствовать температурной границе деления исходной смеси, так как компоненты более летучие, чем компонент k , будут переходить преимущественно в дистиллят, а менее летучие — в остаток. При этом уравнение (II.70) запишется следующим образом

$$\psi_i = \alpha_{i-k}^N \quad (II.71)$$

В режиме с конечным орошением было замечено, что для компонентов, расположенных вблизи температурной границы деления смеси, уравнение (II.71) выполняется в виде аналогичной зависимости

$$\psi_i = \alpha_{i-k}^n \quad (II.72)$$

в которой показатель n , называемый индексом фракционирования [15], принимает различные значения для компонентов, расположенных слева и справа от температурной границы деления смеси.

Рассмотрим порядок и особенности выполнения проектного расчета процесса ректификации многокомпонентных или непрерывных смесей при заданном разделении двух компонентов в дистиллят или остаток одновременно или порознь.

Используем четыре степени свободы проектирования процесса ректификации в полной колонне; в качестве исходных данных выбираем величины ϕ_D , ϕ_W , β , N_1/N в дополнение к составу сырья, его температуре и давлению в колонне. В результате расчета должны быть найдены выход дистиллята z , флегмовое число R , потребное число тарелок N и полные составы продуктов x_{Pi} и x_{Wi} .

В указанной постановке задачи расчет ректификации многокомпонентных смесей полностью идентичен расчету ректификации бинарных смесей, изложенному выше.

При расчете ректификации непрерывных смесей в качестве условных компонентов с заданным разделением в дистиллят

ТАБЛИЦА II.16

A_i	S_i	ψ_i	Дистиллят		$\alpha_k =$ $\sum_{i=1}^k d_i$	Остаток		
			d_i , моль/ч	y_{Di} , моль. доля		b_i , моль/ч	x_{Wi} , моль. доля	$\alpha_k = D +$ $\sum_{i=1}^k b_i$
0,034	3,507	42,000	6,260	0,188	6,260	—	—	33,289
0,062	3,291	1,738	7,936	0,238	14,196	0,005	—	33,294
0,073	1,623	164	4,353	0,131	18,548	0,027	0,0003	33,321
0,092	1,297	41,2	1,913	0,054	20,461	0,047	0,0007	33,368

и остаток могут быть приняты наиболее легкокипящий и высококипящий компоненты, которые являются практически нераспределенными; это соответственно компоненты в точках *C* и *A* на кривой ИТК (см. рис. II-28). Процент отгона этих компонентов из исходной смеси может быть вычислен в зависимости от заданных условий разделения: температурной границы деления смеси по кривой ИТК ($t_k^{\text{ИТК}}$) и налегания температур ($\Delta t^{\text{ИТК}}$) конца и начала кипения соседних фракций

$$\alpha_{Fi} = e_k - \frac{\Delta t^{\text{ИТК}}}{2 \lg \alpha_{\text{ИТК}}}$$

$$\alpha_{Fk} = e_k + \frac{\Delta t^{\text{ИТК}}}{2 \lg \alpha_{\text{ИТК}}}$$

где $\alpha_{\text{ИТК}}$ — угол наклона кривой ИТК сырья, °C/% отгона; e_k — отбор дистиллята, соответствующий температурной границе деления смеси по кривой ИТК.

Извлечение легкокипящего α_{Fi} и высококипящего α_{Fk} компонентов соответственно в дистиллят и остаток следует принимать достаточно высоким, например $\varphi_{Di} = \varphi_{Wk} = 0,98$.

Порядок расчета приведен ниже.

1. Уточняется расчетный состав сырья. Если в исходной многокомпонентной смеси присутствуют высококипящие компоненты, сильно отличающиеся по летучести от целевых компонентов, их можно объединить в один компонент. Например, при расчете процесса дегметанизации газоконденсатов состав сырья следует принимать состоящим из компонентов до C_3 включительно, а все высококипящие компоненты и фракция можно представить в виде компонента nC_4 или nC_5 (nC_{4+} или nC_{5+}). Аналогичным образом уточняется расчетный состав сырья и в других процессах разделения легких углеводородов. В процессах стабилизации бензинов и газоконденсатов состав сырья принимается состоящим из компонентов до C_6 или C_8 включительно; все высококипящие компоненты принимаются за компонент C_7 или C_9 (C_{7+} или C_{9+}).

2. Рассчитывается фазовое состояние сырья и определяется доля отгона e_F (см. п. 4 данной главы).

3. Определяются составы дистиллята, остатка и выход дистиллята. Для этого решается общая система уравнений, включающая уравнения покомпонентного материального баланса, соотношения (II.72) и ограничения по составу

$$x_{Fi} = e x_{Di} + (1 - e) x_{Wi}$$

$$\bar{\psi}_i = \alpha_{i-k}^n \quad (\text{II.74})$$

$$\sum_i x_{Di} = \sum_i x_{Wi} = 1$$

Для выполнения расчетов уравнения (II.74) приводятся к виду

$$\sum_i x_{Di} = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{i-k}^n x_{Fi}}{1 + e (\alpha_{i-k}^n - 1)} = 1$$

$$\sum_i x_{Wi} = \sum_{i=1}^n \frac{x_{Fi}}{1 + e (\alpha_{i-k}^n - 1)} = 1 \quad (\text{II.75})$$

Поскольку относительные летучести компонентов α_{i-k} слабо зависят от температуры, независимыми переменными системы (II.75) являются отбор дистиллята e и температурная граница деления смеси t_k . Уравнения (II.75) решаются относительно e и t_k методом итераций, например, методом Ньютона — Рафсона.

При решении системы (II.75) производится следующие вычисления.

С помощью очевидных соотношений между заданной степенью извлечения целевых компонентов φ_{Di} и φ_{Wk} , составом сырья x_{Fi} и выходом дистиллята e определяется содержание целевых компонентов в дистилляте и остатке

$$x_{Di} = \frac{\varphi_{Di} x_{Fi}}{e} \quad x_{Wi} = \frac{\varphi_{Wi} x_{Fi}}{1 - e} \quad (\text{II.76})$$

и далее при помощи соотношений

$$\psi_i = \frac{\varphi_{Di}}{1 - \varphi_{Di}} \quad \bar{\psi}_i = \frac{1 - e}{e} \psi_i \quad \varphi_{Di} = 1 - \varphi_{Wi} \quad (\text{II.77})$$

определяются значения $\bar{\psi}_i$ для целевых компонентов.

Вычисляются относительные летучести всех компонентов α_{i-k} ; в качестве определяющей температуры здесь может быть принята температура питания t_F .

При расчете ректификации смесей с заданным разделением близкокипящих компонентов для компонента, соответствующего температурной границе деления смеси, принимается условие $k_k = 1$ [22], тогда $\alpha_{i-k} = k_i$ и $k_i = f(t_{\text{эф}})$, т. е. независимой переменной системы (II.75) будет эффективная температура $t_{\text{эф}}$ вместо температурной границы деления смеси t_k . Следовательно, в этом случае относительные летучести компонентов α_{i-k} вычисляются при эффективной температуре $t_{\text{эф}}$.

В качестве первого приближения для t_k принимается температура, соответствующая отбору дистиллята e^{q-1} по кривой ИТК, т. е. $t_k^{q-1} = t_k^{\text{ИТК}}$. В первом приближении отбор дистиллята принимается равным потенциальному содержанию в сырье компонентов до температурной границы деления смеси $e^{q-1} = \sum_{i=1}^k x_{Fi}$; для эффективной температуры принимается такое значение $t_{\text{эф}}^{q-1}$, при котором значение константы равнораспределенного компо-

нента k_d находится как среднеарифметическое значений констант равновесия легколетучего и тяжелолетучего компонентов.

Определяются также индекс фракционирования λ по уравнениям

$$R_{\alpha_{i-k}} > 1 = \frac{\lg \psi_i}{\lg \alpha_{i-k}} \quad (II.78)$$

$$R_{\alpha_{i-k}} < 1 = \frac{\lg \psi_k}{\lg \alpha_{i-k}} \quad (II.79)$$

Если принятые значения отбора дистиллята e^2 и температуры $t_{\text{эф}}^2$ или t_k^2 не удовлетворяют условию суммирования потоков по уравнениям (II.77) с заданной точностью, то расчет повторяется с новыми значениями e^2 и $t_{\text{эф}}^2$ или t_k^2 ; процедура продолжается до получения удовлетворительного соответствия.

4. Рассчитывается минимальное флегмовое число. Для этого могут быть использованы, например, уравнения Андервуда.

Отметим сначала, что режим минимального орошения имеет две степени свободы проектирования, т. е. в исходных данных может быть принято, например, либо извлечение двух компонентов (ψ_i, ψ_k), либо извлечение одного компонента и выход дистиллята (ψ_i, e), (ψ_k, e).

Минимальное флегмовое число и полный состав продуктов должны определяться одновременно в результате решения системы уравнений материального баланса и приведенных далее соотношений Андервуда. Однако для упрощения расчетов уравнения Андервуда обычно решаются при заданном составе дистиллята, найденном, например, предварительно для режима полного орошения. В приведенной методике для определения минимального флегмового числа используется состав дистиллята, полученный в режиме заданного орошения.

Сначала определяется корень θ уравнения

$$e_F = \sum_{i=1}^P \frac{\alpha_{i-k} x_{Fi}}{\alpha_{i-k} - \theta} \quad (II.80)$$

Искомое значение корня θ находится в интервале значений относительных летучестей легкого и тяжелого ключевых компонентов, т. е. $1 < \theta < \alpha_{i-k}$.

Затем определяется $R_{\text{мин}}$ из уравнения

$$R_{\text{мин}} + 1 = \sum_{i=1}^P \frac{\alpha_{i-k} x_{Di}}{\alpha_{i-k} - \theta} \quad (II.81)$$

5. Определяется рабочее флегмовое число на основе вычисленного значения $R_{\text{мин}}$ и принятого коэффициента избытка флегмы

$$R = \beta R_{\text{мин}} \quad (II.82)$$

6. Определяется число теоретических тарелок. Обычно его с достаточной для практики точностью определяют по графику Джиляленда (рис. II-30), который построен на основе точных термодинамических расчетов для большого числа бинарных и многокомпонентных смесей методом «от тарелки к тарелке». При вы-

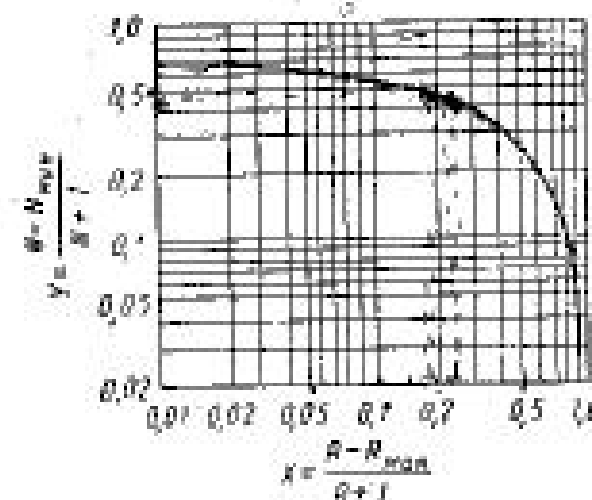


Рис. II-30. Расчетный график для определения числа теоретических тарелок при ректификации бинарных и многокомпонентных смесей.

полнении расчетов можно использовать также следующую аналитическую зависимость для этого графика [22]:

$$Y - 1 = \exp \left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \cdot \frac{X - 1}{\sqrt{X}} \right) \quad (II.83)$$

Положение тарелки питания обычно фиксируется с помощью какого-либо эмпирического правила или соотношения, обеспечивающего выполнение оптимального расчета колонны, и поэтому число теоретических тарелок по секциям колонны может быть найдено в результате потарелочного расчета процесса ректификации после определения полного состава продуктов или на основе более простых уравнений, приведенных в гл. IV.

Определение температурного режима процесса производится на основе найденных составов продуктов в результате решения уравнений изотерм или уравнений однократного испарения и конденсации смесей. Составление теплового баланса процесса и определение внутренних материальных потоков в колонне производится так же, как и для случая ректификации бинарных смесей.

Пример 12. Рассчитать процесс стабилизации газового конденсата в полной ректификационной колонне. Конденсат состоит из углеводородов парафинового ряда нормального строения и сероводорода; состав конденсата (в мольных долях):

C_1	0,0604	C_2	0,203
C_2	0,07	C_3	0,035
C_3	0,099	C_4	0,35
C_4	0,144	H_2S	0,0396

Исходные данные: $F = 100$ кмоль/ч, $P = 0,9$ МПа, $t_F = 90^\circ \text{C}$.

Стабилизацию следует провести в режиме дебутанизации с целью получения стабильного конденсата, практически свободного от сероводорода

Ком- понент	Сырье			Режим заданного орошения ($R=1,1$)				
	x_{Fi} , мол. доля	k_{Fi} ($T_F=80^\circ\text{C}$)	α_{i-A}	k_i ($T_{\Delta\Phi}=110^\circ\text{C}$)	α_{i-A}	ψ_i	x_{Di} , мол. доля	x_{Wi} , мол. доля
C_1	0,0604	21,6	41,6	25,5	20,3	$4,8 \cdot 10^3$	0,1360	—
C_2	0,0700	8,0	15,4	8,2	6,5	$2,5 \cdot 10^3$	0,1575	—
H_2S	0,0388	5,52	10,62	6,0	4,76	$3,16 \cdot 10^4$	0,0870	—
C_3	0,0990	3,19	6,14	3,8	3,02	$1,55 \cdot 10^3$	0,2235	0,0001
nC_4	0,1440	1,19	2,28	1,7	1,35	7,35	0,2770	0,0377
nC_5	0,2030	0,52	1	0,78	0,618	0,405	0,1116	0,2760
nC_6	0,0360	0,24	0,46	0,38	0,302	0,107	0,0062	0,0580
C_{7+}	0,3500	0,04	0,077	0,1	0,079	0,0087	0,0006	0,6260
Σ	1,0000	—	—	—	—	—	0,9994	0,9976

* $x_{W, H_2S} = 1,5 \cdot 10^{-4}$.

и не требующего последующего запаривания. В связи с этим приняты следующие значения извлечений C_4 в дистиллят и C_5 в остаток: $\varphi_{D, C_4} = 0,855$; $\varphi_{W, C_5} = 0,757$.

Требуется определить выход дистиллята ϵ , флегмовое число R , потребное число теоретических тарелок (N_1, N_2) и полные составы продуктов x_{Di} и x_{Wi} при оптимальных коэффициентах избытка флегмы и положении тарелки питания.

Расчет. 1. Фракцию конденсата C_{7+} будем рассматривать как компонент C_8 . Для расчета констант равновесия компонентов использована номограмма де Пристера [10]. Летучесть сероводорода определена как среднее между летучестями этана и пропана.

2. Рассчитываем фазовое состояние сырья и определяем $\epsilon_f = 0,315$. Определяем константы равновесия компонентов и их относительные летучести α_{i-A} (табл. II,17).

3. Определяем состав продуктов. По уравнениям (II,77) определяем содержание целых компонентов в продуктах разделения при $\epsilon = 0,444$ (последующим расчетом проверяем принятое значение)

$$x_{D, C_4} = \frac{0,855 \cdot 0,144}{0,444} = 0,2770$$

$$0,144 = 0,444 \cdot 0,2770 + (1 - 0,444) x_{W, C_4}$$

$$x_{W, C_4} = 0,0378$$

$$x_{W, C_5} = \frac{0,757 \cdot 0,203}{1 - 0,444} = 0,2760$$

$$0,2030 = 0,444 x_{D, C_5} + (1 - 0,444) \cdot 0,2760$$

$$x_{D, C_5} = 0,1116$$

деление смеси (к примеру 12)

Режим минимального орошения ($R_{\min}$) $\alpha_i = k^* F_i$ $(\alpha_i - k = 0)$			Температура верха колонны		Температура низа колонны		Паровой и жидкостной потоки дистиллята		
$\theta = 1,54$	$\theta = 1,5$	$\theta = 1,51$	$T_D = 37^\circ\text{C}$	$\frac{x_{Di}}{k_i}$	$T_W = 157^\circ\text{C}$	$k_i x_{Wi}$	$k_3 T_D = 40^\circ\text{C}$	при $\epsilon_D = 0,7368$	
								$\frac{x_{Di}}{1 + \alpha_{Di}(k_i - 1)}$	$\frac{x_{Di}}{k_i - \alpha_{Di}}$
0,0617	0,0618	0,0618	21,74	0,0063	—	—	20,31	0,0069	0,18104
0,0780	0,0777	0,0778	5,31	0,0298	—	—	4,34	0,0455	0,19733
0,0452	0,0449	0,0449	4,08	0,0213	—	—	3,39	0,0315	0,10667
0,1320	0,1310	0,1310	1,91	0,1167	—	—	1,43	0,1693	0,24272
0,4430	0,4200	0,4260	0,71	0,3920	3,0	0,1130	0,487	0,4468	0,21762
0,3780	0,4060	0,3980	0,30	0,3730	1,7	0,4680	0,192	0,2763	0,05324
0,0149	0,0155	0,0153	0,12	0,0495	0,99	0,0375	0,075	0,0198	0,00146
0,0184	0,0190	0,0188	0,05	0,0115	0,57	0,2610	0,029	0,0021	0,00008
0,3496	0,2949	0,3094	—	0,9996	—	0,9996	—	1,0000	1,00014

Следовательно

$$\psi_{C_4} = \frac{0,2770}{0,0378} = 7,33 \quad \psi_{C_5} = \frac{0,1116}{0,2760} = 0,404$$

Принимаем такое значение эффективной температуры $t_{\Delta\Phi}$, при котором константа равновесия компонента на границе деления ($k_2 = 1$) соответствует примерно среднему значению констант равновесия целых компонентов. Так, например, при $t_{\Delta\Phi} = 110^\circ\text{C}$ имеем

$$k_2 = \frac{k_{C_4} + k_{C_5}}{2} = \frac{1,45 + 0,66}{2} = 1,06$$

Определяем относительные летучести компонентов (α_{i-A}) при температуре $t_{\Delta\Phi}$ (см. табл. II,17) и индексы фракционирования по уравнениям (II,78) и (II,79)

$$\alpha_{\sigma_i > 1} = \frac{\lg 7,33}{\lg 1,35} = 6,65 \quad \alpha_{\sigma_i < 1} = \frac{\lg 0,404}{\lg 0,618} = 1,87$$

Вычисляем коэффициенты ψ_i и при помощи уравнений (II,75) определяем полные составы продуктов x_{Wi} и x_{Di} (см. табл. II,17). Так, например, для компонента C_4 имеем

$$\psi_{C_4} = 0,302^{1,87} = 0,107$$

$$x_{W, C_4} = \frac{0,035}{1 + 0,444(0,107 - 1)} = 0,058$$

$$x_{D, C_4} = 0,058 \cdot 0,107 = 0,0062$$

Проверка условия суммирования полученных значений концентраций компонентов в дистилляте и в остатке показывает, что принятая в начале расчета температура $t_{\text{до}} = 110^\circ\text{C}$ обеспечивает решение системы уравнений (II.77) с высокой точностью

$$\delta_0^I = 1 - \sum_{i=1}^p x_{Di} = 0,0006 \quad \delta_0^{II} = 1 - \sum_{i=1}^p x_{Wi} = 0,0022$$

Таким образом, распределенными компонентами в заданных условиях разделения кроме целевых компонентов являются также C_3 , C_4 и C_7 , при этом припой практически нацело переходит в дистиллят, а то время как гексан и более тяжелые компоненты и фракции уже заметно распределяются между продуктами. Так, в дистиллят попадает около 8% гексана

$$\varphi_{D, C_4} = \frac{0,0062 \cdot 44,4}{3,6} \cdot 100 = 7,85$$

а более тяжелых фракций — около 0,1%

$$\varphi_{D, C_7} = \frac{0,0006 \cdot 4,4}{35} \cdot 100 = 0,076$$

Выполненный расчет показывает также, что принятые условия стабилизации (отбор дистиллята и заданное извлечение C_4 и C_7) обеспечивают получение стабильного конденсата, не требующего последующего запаривания, так как при содержании сероводорода в нем $x_{W, H_2S} = 1,6 \cdot 10^{-5}$ мол. доли он будет выдерживать испытание на коррозию на медной пластинке [11].

4. Рассчитываем минимальное флегмовое число. Вначале определяем корни уравнения (II.80), получаем $\theta = 1,51$ (см. табл. II.17). По уравнению (II.58) определяем значение $R_{\text{мин}}$

$$R_{\text{мин}} + 1 = \frac{41,6 \cdot 0,1360}{41,6 - 1,51} + \frac{15,4 \cdot 0,1675}{15,4 - 1,51} + \frac{10,627 \cdot 0,087}{10,627 - 1,51} +$$

$$+ \frac{6,14 + 0,2235}{6,14 - 1,51} + \frac{2,28 \cdot 0,2770}{2,28 - 1,51} + \frac{1 \cdot 0,1116}{1 - 1,51} + \frac{0,46 \cdot 0,0002}{0,46 - 1,51}$$

Откуда $R_{\text{мин}} = 0,31$.

5. Оптимальный коэффициент избытка флегмы определяем по уравнению (IV.18)

$$\beta = 1,30 + \frac{0,35}{0,31} = 2,46$$

Флегмовое число будет равно $R = 2,46 \cdot 0,31 = 0,76$. В соответствии с проектными данными для последующих расчетов примем несколько большее значение $R = 1,1$.

6. Определяем число теоретических тарелок по графику Джилиленда (при $R = 1,1$)

$$X = \frac{1,1 - 0,31}{1,1 + 1} = 0,378$$

По рис. II-30 $Y = 0,325$ и, следовательно

$$N = \frac{Y + N_{\text{мин}}}{1 - Y} = \frac{0,325 + 3,52}{1 - 0,325} = 5,7 \approx 6$$

Оптимальное положение тарелки питания определяем по уравнению (IV.22)

$$\left(\frac{N_1}{N}\right)_{\text{опт}} = \left[\frac{0,203}{0,444} \left(\frac{0,0377}{0,1116} \right)^2 \frac{1 - 0,444}{0,444} \right]^{0,208} = 0,45$$

Следовательно, $N_1 = 3$ и $N_2 = 3$.

7. Определяем температуры верха и низа колонны при помощи уравнений изотерм паровой и жидкой фаз (II.36), (II.37), а также рассчитываем доли парового и жидкостного потоков дистиллята и их составы при помощи уравнений (II.49), (II.50) при температуре в конденсаторе-холодильнике $t_D = 40^\circ\text{C}$. В результате расчетов получаем температуры верха колонны $t_D = 57^\circ\text{C}$, низа колонны $t_W = 157^\circ\text{C}$ и долю парового потока дистиллята $e_D = 0,7383$. Результаты выполненных расчетов, а также составы парового и жидкого потоков дистиллята представлены в табл. II.17.

Расчет ректификации многокомпонентных смесей по ключевым компонентам. При четком делении многокомпонентных смесей и отсутствии особых требований к качеству продуктов по примесям не целевым компонентам расчет может быть выполнен так же, как для псевдобинарной смеси, состоящей из ключевых компонентов.

Легкий (легколетучий) ключевой компонент — это наиболее тяжелый компонент, извлечение которого в дистиллят больше, чем в остаток; тяжелый (тяжелолетучий) ключевой компонент — это наиболее легкий компонент, извлечение которого в остаток больше, нежели в дистиллят. Ключевыми компонентами обычно являются целевые компоненты, находящиеся на температурной границе деления смеси, т. е. компоненты, между которыми производится заданное разделение. Так, например, в процессах дестанизации разделение происходит между углеводородами C_1 и C_2 , в процессах дестанизации — между углеводородами C_2 и C_3 , в процессах стабилизации — между углеводородами nC_4 и iC_4 и т. д.; указанные углеводороды и принимаются соответственно за легкий и тяжелый ключевой компоненты.

Условия четкого деления в принципе отвечают полному извлечению в продукты ключевых компонентов — легколетучего в дистиллят и тяжелолетучего в остаток ($\varphi_i \rightarrow 1$ и $\varphi_h \rightarrow 0$). Однако в реальных условиях даже при четком делении $\varphi_i < 1$ и $\varphi_h > 0$ и в дистиллят и остаток распределяются все компоненты смеси. В то же время при достаточно высокой степени извлечения ключевых компонентов дистиллят будет состоять преимущественно из легколетучих ($i = 1, 2, \dots, k$), а остаток — из тяжелолетучих компонентов ($i = h, \dots, p$). Поэтому при отсутствии особых требований к содержанию примесных нецелевых компонентов за наименее летучий компонент в дистилляте можно принять легкий i и за наиболее летучий в остатке — тяжелый h ключевой компоненты. Таким условиям в большинстве случаев будет удовлетворять разделение многокомпонентной смеси, в которой компоненты, прилегающие к ключевым, значительно отличаются от них по летучести, при следующих предельных значениях извлечений ключевых компонентов в дистиллят и остаток

$$\varphi_{Di} \text{ и } \varphi_{Wh} \geq 0,8 \quad \varphi_{Dh} \text{ и } \varphi_{Wi} \leq 0,2 \quad (\text{II.84})$$

При расчете по ключевым компонентам с учетом принятых выше допущений внешний материальный баланс процесса ректи-

фикации определяется путем элементарных вычислений по уравнениям материального баланса на основе принятых исходных данных по заданному разделению ключевых компонентов.

Если задано содержание одного из компонентов в дистилляте и остатке, то количество дистиллята определяется по уравнению (II.4). Распределение компонентов в дистиллят и остаток находят из условия, согласно которому компоненты более летучие, чем легкий ключевой, полностью переходят в дистиллят, а компоненты менее летучие, чем тяжелый ключевой, полностью переходят в остаток. После этого определяется содержание другого ключевого компонента в дистилляте и остатке и, следовательно, находится полный состав продуктов.

В том случае, когда задано содержание одного ключевого компонента в дистилляте, а другого в остатке и общий выход дистиллята, расчет материального баланса по методу ключевых компонентов выполняется так же, как для условий четкого деления смеси, если принять полное извлечение в дистиллят или остаток только одного из компонентов, прилегающих (по летучести) к ключевым компонентам. Более подробно такой расчет будет рассмотрен в последующих примерах.

Дальнейший расчет процесса ректификации по методу ключевых компонентов с определением потребного числа тарелок и флегмового числа при заданном коэффициенте избытка флегмы выполняется для псевдобинарной смеси, состоящей из ключевых компонентов, при следующих составах сырья, дистиллята и остатка:

$$x_F = \frac{f_i}{f_i + f_h} \quad y_D = \frac{d_i}{d_i + d_h} \quad x_W = \frac{b_i}{b_i + b_h} \quad (\text{II.85})$$

Расчет по ключевым компонентам обычно дает значения R и N на 20—50% заниженные по сравнению с потарелочным расчетом.

Пример 13*. Рассчитать процесс ректификации стабильного бензина с получением дистиллятной фракции, содержащей 95% (масс.) изопентана; содержание изопентана в остатке не должно превышать 2,13% (масс.).

Производительность колонны по стабильному бензину составляет 700 т/сутки (при следующем составе сырья, % (масс.)):

Бутан	0,4	Циклопентан	0,3
и-Пентан	15,4	Гексан и выше	60,4
н-Пентан	23,5		

Сырье подается в колонну в виде кипящей жидкости ($q = 1$ или $e = 0$).
 Расчет. Количество дистиллятной фракции определяем по уравнению (II.4)

$$D = \frac{0,154 - 0,0213}{0,95 - 0,0213} \cdot 700 = 100 \text{ т/сутки}$$

* Исходные данные взяты из расчетного примера, приведенного в монографии Нормана [21].

Распределение $n\text{-C}_4$ между дистиллятом и остатком найдем по заданным условиям разделения

$$d_{n\text{-C}_4} = 0,95 \cdot 100 = 95 \text{ т/сутки}; \quad b_{n\text{-C}_4} = 0,0213 \cdot 600 = 12,8 \text{ т/сутки}$$

Следовательно, извлеченные целевого компонента $n\text{-C}_4$

$$\varphi_{d, n\text{-C}_4} = \frac{95}{95 + 12,8} = 0,88 > 0,8$$

$$\varphi_{b, n\text{-C}_4} = \frac{12,8}{95 + 12,8} = 0,119 < 0,2$$

соответствует условию четкого деления смеси [см. уравнения (II.84)]. Поскольку извлечение последующего более тяжелого компонента $n\text{-C}_5$ в дистиллят не может быть больше, чем извлечение целевого компонента $n\text{-C}_4$, последний, очевидно, будет являться легким ключевым компонентом, а тяжелым ключевым компонентом будет $n\text{-C}_6$. Для расчета колонны воспользуемся методом ключевых компонентов.

Внешний материальный баланс колонны определим из условия, согласно которому компоненты более летучие, чем легкий ключевой, будут полностью переходить в дистиллят, а менее летучие, чем тяжелый ключевой, — в остаток, т. е. n -бутан будет полностью переходить в дистиллят, а циклопентан и более тяжелые компоненты — в остаток. Следовательно, количества этих компонентов в продуктах разделения найдем по исходному количеству их в сырье:

$$d_{C_4} = 0,004 \cdot 700 = 2,8 \text{ т/сутки}$$

$$b_{C_5} = 0,003 \cdot 700 = 2,1 \text{ т/сутки}$$

$$b_{C_6} = 0,004 \cdot 700 = 422,8 \text{ т/сутки}$$

Распределение тяжелого ключевого компонента $n\text{-C}_6$ между дистиллятом и остатком найдем из уравнений материального баланса дистиллята и остатка

$$d_{n\text{-C}_6} = 100 - (2,8 + 95) = 2,2 \text{ т/сутки}$$

$$b_{n\text{-C}_6} = 600 - (12,8 + 2,1 + 422,8) = 162,3 \text{ т/сутки}$$

Результаты расчетов состава получаемых продуктов представлены в табл. II.18, а общий материальный баланс процесса приведен в табл. II.19.

Состав продуктов

ТАБЛИЦА II.18

Компонент	Дистиллят		Остаток	
	т/сутки	% (масс.)	т/сутки	% (масс.)
Бутан	2,8	2,8	—	—
Изопентан	95	95	12,8	2,13
и-Пентан	2,2	2,2	162,3	27,02
Циклопентан	—	—	2,1	0,35
Гексан и выше	—	—	422,8	70,5
Итого	100	100	100	100

Компонент	Молярная масса	Состав			
		мол. доля	% (масса)	моль/ч	кг/ч
Сырье					
Бутан	58	0,0059	0,4	2,0	116
Изопентан	72	0,18	15,4	62,4	4 480
n-Пентан	72	0,275	23,5	95,3	6 860
Циклопентан	70	0,0036	0,3	1,2	87
Гексан и выше	96 *	0,5355	60,4	183,5	17 610
Итого	—	1,0	100	346,1	29 153
Дистиллят					
Бутан	58	0,035	2,8	2,0	166
Изопентан	72	0,943	95,0	54,8	3950
n-Пентан	72	0,022	2,2	1,2	90
Циклопентан	70	—	—	—	—
Гексан и выше	96 *	—	—	—	—
Итого	—	1,0	100	58,2	4156
Остаток					
Бутан	58	—	—	—	—
Изопентан	72	0,0254	2,13	7,3	530
n-Пентан	72	0,326	27,02	94,1	6 770
Циклопентан	70	0,0043	0,35	1,2	87
Гексан и выше	96 *	0,6443	70,50	185,5	17 610
Итого	—	1,0	100	288,1	24 997

* Средняя молярная масса гексана и высших углеводородов определена опытным путем.

Принимая давление в верхней части колонны $P = 0,22$ МПа, а в нижней $P = 0,25$ МПа. Расчетные температуры верха и низа колонны составляют 55 и 97 °С (см. табл. II,20). Константы равновесия принимались по данным работы [10].

К определению температур дистиллята и остатка

ТАБЛИЦА II,20

Компонент	В верхней части колонны $t = 55$ °С			В нижней части колонны $t = 97$ °С		
	y_i	K_i	y_i/K_i	x_i	v_i	$x_i v_i$
Бутан	0,035	2,19	0,016	—	—	—
Изопентан	0,943	0,985	0,958	0,0254	2,23	0,566
n-Пентан	0,022	0,80	0,027	0,326	1,85	0,604
Циклопентан	—	—	—	0,0043	1,24	0,005
Гексан и выше	—	—	—	0,6443	0,536 *	0,345
Итого	1,0	—	1,001	1,0	—	1,010

* Средняя величина.

Определим концентрации легколетучего компонента в псевдобинарной смеси, состоящей из ключевых компонентов

$$x_F = \frac{0,154}{0,154 + 0,235} = 0,396$$

$$x_W = \frac{0,0213}{0,0213 + 0,2702} = 0,0733$$

$$y_D = \frac{0,95}{0,022 + 0,95} = 0,978$$

Относительную летучесть изопентана (по отношению к нормальному пентану) найдем как среднее геометрическое от летучестей в верхней и нижней частях колонны (см. табл. II,20)

$$\alpha = \left(\frac{0,985}{0,8} \cdot \frac{2,23}{1,85} \right)^{0,5} = 1,217$$

Минимальное флегмовое число определим по уравнению (II,11) при $x_F = x_0$

$$R_{\min} = \frac{0,978 - 0,444}{0,444 - 0,396} = 11,1$$

так

$$y_0 = \frac{1,217 \cdot 0,396}{1 + 0,396(1,217 - 1)} = 0,444$$

Отметим, что расчет минимального флегмового числа по Андервуду для указанных условий разделения дает значение $R_{\min} = 11,3$ [24].
Примем $\beta = 1,3$. Тогда

$$R = 1,3 \cdot 11,3 = 14,7$$

Число теоретических тарелок определим аналитически по уравнениям (II,22)–(II,23).

Для концентрационной части колонны имеем

$$a = 0,5 \left[1 + \frac{1,217}{(1,217 - 1) 14,7} - \frac{0,978}{14,7} \right] = 0,658$$

$$b = \frac{0,978}{(1,217 - 1) 14,7} = 0,307$$

$$c = 0,658 + \sqrt{0,658^2 - 0,307} = 1,11$$

$$d = 0,658 - \sqrt{0,658^2 - 0,307} = 0,305$$

$$\alpha' = 1 + \frac{(1,217 - 1)(1,11 - 0,305)}{1 - 0,305(1,217 - 1)} = 1,164$$

$$N_1 = \frac{\lg \left(\frac{0,978 - 0,305}{1,11 - 0,978} \cdot \frac{1,11 - 0,396}{0,396 - 0,305} \right)}{\lg 1,164} = 25$$

Для отгонной части колонны имеем

$$e = \frac{0,396 - 0,0733}{0,978 - 0,0733} = 0,358$$

$$R' = - \left[1 + \frac{0,358(1 + 14,7)}{1 - 0,358} \right] = -9,7$$

$$a' = 0,5 \left[1 - \frac{1,217}{(1,217 - 1) 9,7} + \frac{0,0733}{9,7} \right] = 0,207$$

$$b' = -\frac{0,0733}{(1,217-1)9,7} = -0,035$$

$$e' = 0,207 + \sqrt{0,207^2 + 0,035} = 0,486$$

$$d' = 0,207 - \sqrt{0,207^2 + 0,035} = -0,072$$

$$\alpha^s = 1 + \frac{(1,217-1)(0,486 + 0,072)}{1 - 0,072(1,217-1)} = 1,123$$

$$N_2 = \frac{\lg \left(\frac{0,396 + 0,072}{0,486 - 0,396} \cdot \frac{0,486 - 0,0733}{0,0733 + 0,072} \right)}{\lg 1,123} = 24$$

Следовательно, при флегмовом числе $R = 14,7$ требуется 49 теоретических тарелок с подачей сырья на 26 тарелку сверху колонны.

Пример 14. Рассчитать процесс стабилизации газового конденсата на основе метода ключевых компонентов по исходным данным из примера 12.

Расчет. Составим материальный баланс процесса.

Количества целевых компонентов C_4 и C_5 в продуктах определим, исходя из заданного их извлечения

$$d_{C_4} = 0,144 \cdot 0,855 = 0,123 \quad b_{C_4} = 0,144 - 0,123 = 0,021$$

$$b_{C_5} = 0,203 \cdot 0,757 = 0,1535 \quad b_{C_6} = 0,203 - 0,1535 = 0,0495$$

Легким ключевым компонентом здесь является бутан, а тяжелым — пентан, так как извлечение C_5 в дистиллят меньше, чем C_4 , а извлечение C_4 в остаток меньше, чем C_5 .

$$\varphi_{D, C_4} = \frac{0,0495}{0,203} = 0,244 < 0,855$$

$$\varphi_{W, C_4} = \frac{0,021}{0,144} = 0,146 < 0,757$$

Поскольку пропан является более летучим компонентом по отношению к бутану, нежели пентан по отношению к гексану (см. табл. II,17), примем, что пропан полностью переходит в дистиллят, а гексан является распределяемым компонентом. Для компонента C_{7+} примем уже полное извлечение в остаток. Тогда распределение компонента C_6 в дистиллят и остаток определится из материального баланса в заданных условиях разделения

$$d_{C_6} = z - (x_F C_6 + x_F C_7 + x_F H_2S + x_F C_8 + d_{C_4} + d_{C_5}) =$$

$$= 0,444 - (0,0604 + 0,07 + 0,0386 + 0,099 + 0,123 + 0,0495) = 0,0435$$

$$b_{C_6} = 0,0350 - 0,0035 = 0,0315$$

Материальный баланс процесса, базирующийся на полученных данных, приведен в табл. II,21.

Определим исходные концентрации псевдобинарной смеси, состоящей из ключевых компонентов

$$x_F = \frac{0,144}{0,144 + 0,203} = 0,414$$

$$y_D = \frac{0,123}{0,123 + 0,0495} = 0,714$$

$$x_W = \frac{0,021}{0,021 + 0,1535} = 0,12$$

Материальный баланс стабилизации газового конденсата по методу ключевых компонентов (к примеру 14)

ТАБЛИЦА II,21

Компонент	x_{Fi} , мол. дол.	d_i , кмоль/ч	x_{Di} , мол. дол.	b_i , кмоль/ч	x_{Wi} , мол. дол.
C_1	0,0604	0,0604	0,1360	—	—
C_2	0,0700	0,0700	0,1575	—	—
H_2S	0,0386	0,0386	0,0869	—	—
C_3	0,0990	0,0990	0,2230	—	—
nC_4	0,1440	0,1230	0,2770	0,0210	0,0377
nC_5	0,2030	0,0495	0,1116	0,1535	0,2760
nC_6	0,0350	0,0035	0,0080	0,0315	0,0565
C_{7+}	0,3500	—	—	0,3500	0,6396
Итого	1,0000	0,4440	1,0000	0,5560	1,0000

При относительной летучести псевдобинарной смеси (см. табл. II,17) $\alpha = 1,19/0,53 = 2,29$; определены координаты кривой равновесия по уравнению (II,14) и построим ее на графике $y-x$ (рис. II-31).

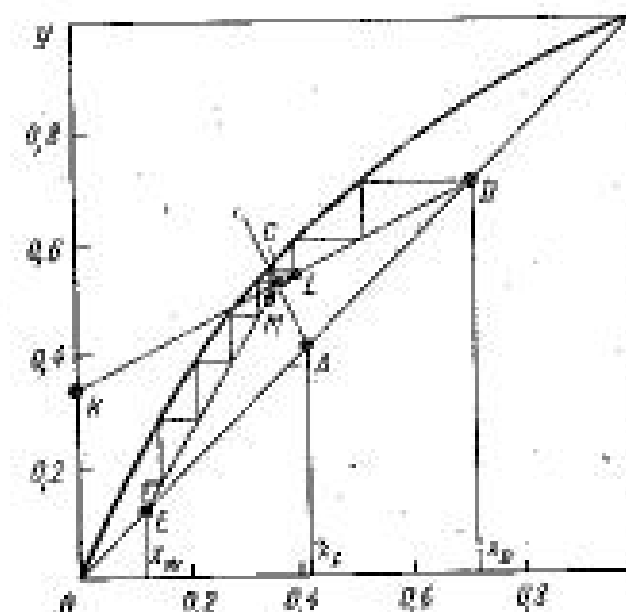


Рис. II-31. Графическое определение числа теоретических тарелок (к примеру 14).

Определим минимальное флегмовое число при жидкостном питании. Находим координаты равновесных составов питания: $y_0 = 0,617$; $x_0 = 0,414$. По уравнению (II,14) имеем

$$R_{\min} = \frac{0,714 - 0,617}{0,617 - 0,414} = 0,477$$

Оптимальное флегмовое число определим при помощи уравнения (IV,18)

$$R_{\text{опт}} = 1,30 \cdot 0,477 + 0,36 = 0,98$$

Принимаем $R_{\text{опт}} = 1,1$.

Записываем уравнение рабочей линии верхней части колонны

$$y_n = \frac{1,1}{1+1,1} x_{n+1} + \frac{0,714}{1+1,1} = 0,524 x_{n+1} + 0,34$$

На диаграмме $y-x$ этому уравнению соответствует линия DK .
Определяем тангенс наклона q -линии

$$\text{tg} \angle CAM = -\frac{1-0,315}{0,315} = -2,17$$

Проводим q -линию и через образовавшиеся точки C и E проводим рабочую линию для левой части колонны.

В результате построения определяем число теоретических тарелок в колонне

$$N_1 = 3 \quad N_2 = 3,5 \text{ (примем } N_2 = 4)$$

Сравнение выполненного и проведенного ранее (в примере 12) расчетов показывает, что в данном случае метод ключевых компонентов дает результаты, практически совпадающие с результатами, полученными методом температурной границы деления смеси.

6. АНАЛИТИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ В СЛОЖНЫХ КОЛОННАХ

Технологические схемы ректификации многокомпонентных смесей в сложных колоннах. Рассмотрим наиболее простые технологические схемы процесса ректификации многокомпонентных смесей в сложных колоннах. При ректификации близкокипящих углеводородных смесей, в составе которых имеется небольшое количество компонентов, летучесть которых заметно отличается от летучести остальных компонентов смеси, применяются колонны с одним боковым отбором продукта. Если в смеси содержится небольшое количество легколетучих компонентов, их отводят с дистиллятом. Остальные продукты разделения выводят с остатком и с боковым погоном в виде жидкости, отбираемой с одной из тарелок колонны, расположенной в ее концентрационной части. При этом в боковой погон попадает лишь небольшая часть легколетучего компонента. Таким образом, в частности, отвечает разделение смеси бутанов с небольшим количеством пропана (рис. II-32, а) или разделение смеси этан — этилена с небольшим количеством метана. Аналогичным образом при наличии в смеси небольшого количества тяжелолетучих компонентов их выводят из колонны с нижним продуктом, а остальные компоненты отводят с дистиллятом и боковым погоном в виде пара, отбираемого с одной из тарелок колонны, расположенной в извлекательной ее части. При этом в боковой погон попадает лишь небольшое количество тяжелолетучих компонентов. Такие условия могут встретиться, например, при разделении смеси пентанов с небольшим количеством бензиновых фракций.

В схеме разделения продуктов реакции алкилирования изобутана олефинами применяют колонны с двумя боковыми отборами (рис. II-32, б). На верхней части такой колонны отбирается пропановая фракция, верхним боковым погоном является изобутановая фракция, нижним — фракция нормального бутана и, наконец, с остатком уходит алкилат.

Технологические схемы процессов разделения со сложными ректификационными колоннами при нескольких вводах сырья обычно используют для энергоемких процессов разделения: при разделении близкокипящих смесей — колонны с двумя вводами, при разделении ширококипящих смесей — колонны с несколькими вводами. В качестве примера на рис. II-32, в показана технологическая схема деэтаннизации углеводородного конденсата, обеспечивающая значительное уменьшение общих затрат на его разделение по сравнению со схемой, где используется простая колонна.

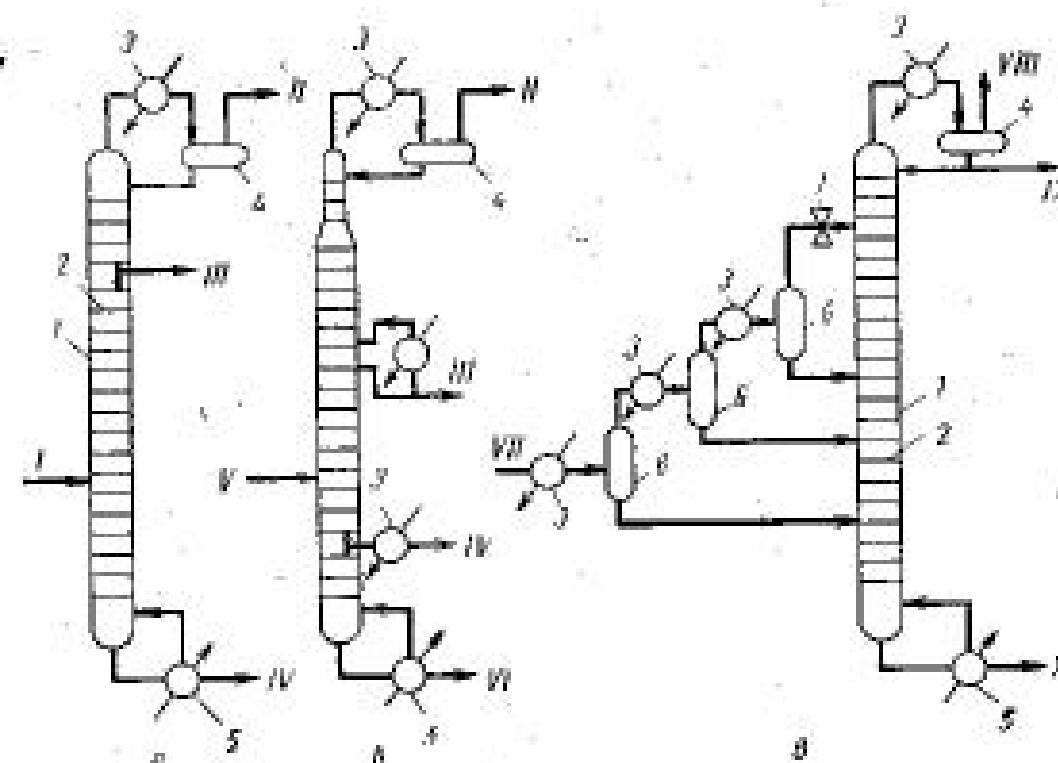


Рис. II-32. Схемы ректификации многокомпонентных углеводородных смесей в сложных колоннах:

а — блок разделения смеси бутанов ГФУ; б — блок ректификации установкой сорбционно-летучего алкилирования; в — установка устойчивой низкотемпературной ректификации природного газа; 1 — колонна; 2 — тарелка; 3 — конденсатор-холодильник; 4 — емкость охлаждения; 5 — кипятильник; 6 — сепаратор; 7 — турбодетанпер; I — смесь парафиновых углеводородов $C_2 - C_4$; II — пропановая фракция; III — изобутановая фракция; IV — фракция нормального бутана; V — смесь парафиновых углеводородов $C_2 - C_{10}$; VI — алкилат (фракция $C_{10} - C_{12}$); VII — природный газ ($C_1 - C_2$); VIII — сухой газ (метан-этановая фракция); IX — фракция $C_2 - C_4$ (компонентный газ); X — стальной конденсатор (фракция $C_{10} - C_{12}$).

печивающая значительное уменьшение общих затрат на его разделение по сравнению со схемой, где используется простая колонна.

Приведенными примерами, конечно, не исчерпываются области применения сложных ректификационных колонн для разделения многокомпонентных смесей в условиях переработки нефти и газа. Однако и этих примеров достаточно, чтобы составить полное представление о существе рассматриваемого вопроса.

Проектный расчет ректификации многокомпонентных смесей в сложных колоннах может быть выполнен достаточно просто по ключевым компонентам. Рассмотрим сначала исходную систему уравнений, используемую в методе ключевых компонентов.

Применяя понятия о ключевых компонентах к условиям разделения в сложных колоннах, примем, что при четком делении в каждом продукте будет содержаться три компонента: в дистилляте — нераспределяемый легкий, ключевой и тяжелый примесный компоненты; в боковых погонах — легкий примесный, ключевой и тяжелый примесный компоненты и, наконец, в остатке — легкий примесный, ключевой и нераспределяемый тяжелый компоненты. По аналогии с разделением в простой колонне примем также, что легкий нераспределяемый компонент в дистилляте включает в себя все нераспределяемые компоненты, так же как тяжелый нераспределяемый компонент в остатке включает в себя все тяжелые нераспределяемые компоненты. Тогда общее число компонентов будет равно

$$m = n_s + 4 \quad (II.86)$$

где n_s — число боковых погонов.

Определим теперь число степеней свободы проектирования процесса ректификации на основе метода ключевых компонентов. Процесс описывается уравнениями покомпонентного материального баланса, число которых равно числу компонентов (m), и ограничениями по составу, число которых равно числу внешних потоков (n). Общее число переменных будет равно числу компонентов в потоках ($3n$) и числу получаемых продуктов (n). Следовательно, число степеней свободы равно

$$V = (3n + n) - (n + m) = 3n - m$$

Подставляя $n = n_s + 2$ и значение m по уравнению (II.86), получим

$$V = 2(n_s + 1) \quad (II.87)$$

Следовательно, для колонны с одним боковым отбором ($n_s = 1$) можно записать, что $V = 4$; при двух отборах ($n_s = 2$) уже $V = 6$ и т. д. Данное уравнение определяет число степеней свободы проектирования процесса не только в сложной, но и в простой колонне, так как при $n_s = 0$ имеем $V = 2$.

Целесообразно в качестве независимых переменных принять величины отборов боковых погонов, кроме одного, и содержание в них одного ключевого компонента; например, при наличии одного бокового отбора ими будут e_1 , e_2 , x_{Dm} , x_{Sn} .

Таким образом, исходными данными рассматриваемого ниже проектного расчета являются m концентраций ключевых компонентов в n продуктах x_i (при $i = 1, 2, \dots, m$) флегмовое число сверху колонны $R = L/D$ (или коэффициент избытка флегмы β) и отборы продуктов: e_1 — дистиллята и e_s — боковых погонов (при $s = 2, 3, \dots, n-1$); определяются же необходимые числа тарелок по секциям колонны N_j и полные составы продуктов x_{Di} , x_{Si} , x_{Wi} .

Переходим к расчету.

1. В результате решения системы уравнений покомпонентного материального баланса с учетом ограничений по составу определяются концентрации m ключевых компонентов в n продуктах

$$x_{Fi} = e_1 x_{Di} + \sum_{s=1}^{n-2} e_s x_{Si} + e_n x_{Wi} \quad i = 1, \dots, k, \dots, n$$

$$\sum_{i=1}^m x_{Si} = 1 \quad s = 2, 3, \dots, n-1$$

$$\sum_{i=1}^m x_{Di} = 1 \quad \sum_{i=1}^m x_{Wi} = 1$$

При указании расчете материального баланса процесса ректификации m -компонентной смеси в сложной колонне, обеспечивающей получение дистиллята, остатка и $(n-2)$ боковых погонов, определяются полные составы продуктов, что аналогично расчету процесса ректификации бинарной смеси в простой колонне.

2. При заданном флегмовом числе R из уравнений материального баланса по секциям колонны определяются составы паровых потоков, поступающие в каждую из них.

3. Каждая секция колонны рассчитывается на заданное разделение двух ключевых компонентов по методике, изложенной в п. 6 настоящей главы. В результате расчета определяются необходимые числа тарелок N_j , минимальные флегмовые числа по секциям $R_{\min j}$ и коэффициенты избытка флегмы β_j .

Следует иметь в виду, что чем больше боковых отборов, тем более жесткими являются ограничения на произвольное задание численных значений исходных данных (допустимых отборов и заданных концентраций ключевых компонентов). В связи с этим для получения реальных концентраций потоков по всем компонентам целесообразно принимать отборы продуктов равными потенциальному содержанию целевого компонента в исходной смеси. В этом случае всегда будут обеспечены положительные значения всех распределяемых концентраций компонентов в продуктах разделения. Кроме того, следует учитывать также, что высокие концентрации ключевых компонентов в целевых продуктах не всегда могут быть достигнуты разделением в одной сложной колонне.

Пример 15. Рассчитать процесс ректификации смеси парафиновых углеводородов C_1-C_6 (состав смеси приведен в табл. II.21) при давлении $P = 1,2$ МПа в сложной колонне, обеспечивающей отбор сухого газа (фракции C_1-C_2) из верхней части в количестве $e_D = 0,1$, фракции C_3 в виде бокового погона, отбираемого ниже ввода сырья в количестве $e_s = 0,4$, и фракции C_4 в виде остатка, соответствующего извлечению в целевые продукты пропана $\varphi_{C_3} = 0,8$ и бутана $\varphi_{C_4} = 0,8$. Расчеты выполнить на 1 кмоль сырья.

Компо- нент	Сырье	Дистиллят		Боковой продукт		Остаток	
	x_F , мол. доли	d_i , мол.д	y_D , мол. доли	z_i , мол.д	x_B , мол. доли	b_i , мол.д	w_i , мол. доли
C_1, C_2, C_3, C_4	0,03	0,03	0,30	—	—	—	—
	0,07	0,03	0,30	0,04	0,4	—	—
	0,40	0,04	0,40	0,32	0,8	0,04	0,08
	0,20	—	—	0,04	0,1	0,16	0,32
	0,30	—	—	—	—	0,30	0,60
	1,0	0,1	1,0	0,4	1,0	0,5	1,0

Расчет приведен ниже.

1. В качестве ключевых компонентов примем C_2, C_3 и C_4 . Следовательно, нераспределеными компонентами будут C_1 и C_5 . Определим содержание компонентов в продуктах.

$$b_{C_1} = 0,3 \quad b_{C_5} = 0,8 \cdot 0,2 = 0,16 \quad b_{C_2} = 0,5 - (0,3 + 0,16) = 0,04$$

$$z_{C_1} = 0,2 - 0,16 = 0,04 \quad z_{C_5} = 0,8 \cdot 0,4 = 0,32 \quad z_{C_3} = 0,4 - (0,32 + 0,04) = 0,04$$

$$d_{C_1} = 0,4 - (0,32 + 0,04) = 0,04 \quad d_{C_2} = 0,07 - 0,04 = 0,03 \quad d_{C_3} = 0,03$$

Общий материальный баланс и составы продуктов приведены в таблице II.22.

2. Верхнюю часть колонны до отбора бокового продукта рассчитаем на разделение двух ключевых компонентов C_1-C_2 при $y_D C_1 = 0,03/0,07 = 0,428$ и $x_B C_2 = 0,04/0,4 = 0,1$.

При $t_{cp} = 28^\circ C$ определяем относительную летучесть смеси C_1-C_5

$$\alpha = \frac{k_{C_1}}{k_{C_2}} = \frac{2,75}{0,88} = 3,13$$

и по уравнению (II.14) рассчитываем координаты кривой равновесия (рис. II-33, а, кривая 1). Например, при $y = 0,5$ имеем

$$x = \frac{0,5}{0,5 + 3,13(1 - 0,5)} = 0,241$$

Примем $R = 5$ и определим из уравнения материального баланса по контуру I (рис. II-33, а) содержание легкого ключевого компонента в парном потоке, поступающем в верхнюю секцию колонны, т. е. в потоке питания этой секции

$$y_{wC_1} = \frac{5}{1+5} \cdot 0,1 + \frac{0,428}{1+5} = 0,1546$$

тогда

$$x_w = \frac{0,1546}{0,1546 + 3,13(1 - 0,1546)} = 0,0553$$

Минимальное флегмовое число определим из уравнению (II.11)

$$R_{min} = \frac{0,428 - 0,1546}{0,1546 - 0,0553} = 2,75$$

Следовательно, при $R = 5$ коэффициент избытка флегмы будет равен

$$\beta = \frac{5}{2,75} = 1,82$$

Выполняя аналогичным образом расчеты R_{min} при меньших значениях R , найдем, что при $R = 2$ $\beta = 1,2$ (рис. II-33, б).

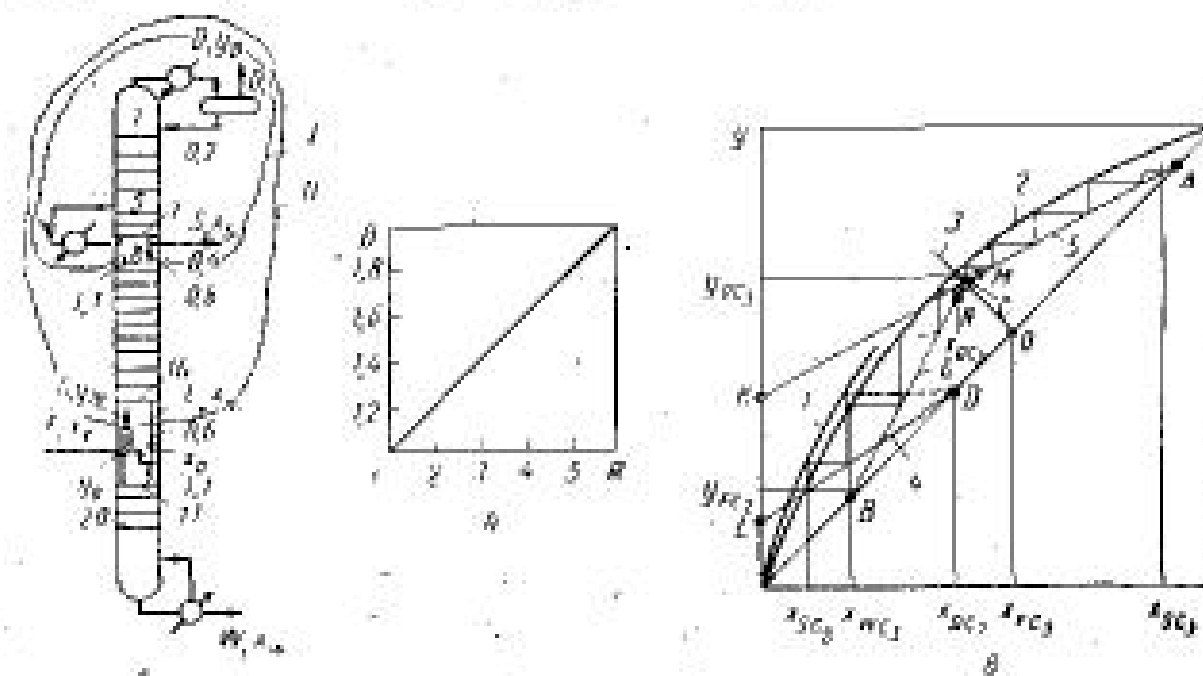


Рис. II-33. Графический расчет ректификации многокомпонентной смеси в сложной колонне (в примере 15):

а — схема колонны с обозначением материальных и тепловых потоков; б — график зависимости $\alpha = f(y)$; в — графический расчет числа теоретических тарелок; 1 — кривая фазового равновесия смеси C_1-C_5 ; 2 — та же, C_1-C_2 ; 3 — q-линия; 4, 5, 6 — рабочие линии верхней, средней и нижней частей колонны соответственно.

Через точку D с ординатой $y_D C_1 = 0,428$ и точку K с ординатой, равной

$$\alpha = \frac{0,428}{1+2} = 0,142$$

проводим рабочую линию верхней части колонны DL. Далее, в результате построения ступенчатой линии между рабочей линией и равновесной кривой получаем $N_1 = 2$.

3. Часть колонны от бокового отбора до нижнего продукта рассчитаем теперь как полную ректификационную колонну для разделения ключевых компонентов C_3-C_4 при

$$x_{SC_1} = \frac{0,32}{0,32 + 0,04} = 0,887$$

и

$$x_{WC_1} = \frac{0,04}{0,04 + 0,16} = 0,2$$

При заданных отборах и рассчитанных значениях концентраций ключевых компонентов в потоках, в том числе при $y_D C_1 = 1$, из общего

материального баланса колонны определим условное содержание легкого ключевых компонентов в потоке питания

$$x_F C_s = 0,1 \cdot 1 + 0,4 \cdot 0,887 + 0,5 \cdot 0,2 = 0,555$$

При $t_{cp} = 72^\circ\text{C}$ определим относительную летучесть смеси $C_s - C_d$

$$\alpha = \frac{k_{C_s}}{k_{C_d}} = \frac{1,9}{0,73} = 2,6$$

и по уравнению (II.14) рассчитаем координаты кривой равновесия (рис. II-33, а). Например, при $x = 0,4$ имеем

$$y = \frac{2,6 \cdot 0,4}{1 + (2,6 - 1) \cdot 0,4} = 0,634$$

Из уравнения материального баланса по контуру II (рис. II-33, а) при $y_n \approx y_0$ и $x_n = x_0$ определим минимальный расход орошения $L_{\min}$ в средней секции колонны

$$L_{\min} = S \left(\frac{x_S - y_0}{y_0 - x_0} \right) + D \left(\frac{y_D - y_0}{y_0 - x_0} \right)$$

Принимая для питания колонны $e_F = 0,5$, получим $y_0 = 0,672$; $x_0 = 0,43$ и $\varepsilon_{L_{\min}} = L_{\min}/F$

$$\varepsilon_{L_{\min}} = 0,4 \frac{0,887 - 0,672}{0,672 - 0,43} + 0,1 \frac{1 - 0,672}{0,672 - 0,43} \approx 0,491$$

При коэффициенте избытка флегмы $\beta = 1,2$ для средней секции колонны определим потоки пара и жидкости (в кмоль)

$$L = 1,2 \cdot 0,491 = 0,6$$

$$V = 0,6 + 0,4 = 1,1$$

$$\frac{L}{V} = \frac{0,6}{1,1} = 0,545$$

Таким образом, уравнение рабочей линии средней части колонны будет иметь вид

$$y = 0,545x + a$$

где

$$a = \frac{S_L x_S + D y_D}{V} = \frac{0,4 \cdot 0,887 + 0,1 \cdot 1}{1,1} = 0,414$$

Рабочая линия по данному уравнению проходит через точку A с ординатой

$$y = \frac{0,414}{1 - 0,545} = 0,91$$

и точку K с координатами $x = 0$ и $y = 0,414$ (рис. II-33, а).

Далее построение проводим описанным ранее способом как для случая разделения бинарной смеси: через точку O проводим q -линию, полученную точку C соединяем с точкой B, а между равновесной кривой и образованной ломаной линией AMNB строим ступенчатую линию. В результате указанных построений получим следующее число тарелок, потребное для заданного разделения: $N_2 = 4,5$ (для середины), и $N_2 = 3$ (для низа колонны). При и. п. д. тарелок $E = 0,5$ получим: $N_1 = 4$, $N_2 = 9$ и $N_3 = 4$ (одна теоретическая тарелка в нижней части колонны соответствует кипятивильнику).

Для обеспечения принятого флегмового числа в средней части колонны $R = 0,6/0,4 = 1,5$, очевидно, необходимо сконденсировать часть парового потока в промежуточном сечении выше отбора бокового потока, например, при помощи циркулирующего на трех тарелках промежуточного орошения.

Полученные в результате расчетов материальные потоки по колонне представлены на рис. II-33, а.

Найденным составом соответствуют температура верха колонны $t_n = -10^\circ\text{C}$ и температура отбора бокового потока $t_s = 15^\circ\text{C}$, т. е. средняя температура в верхней секции $t_{cp} = 2,5^\circ\text{C}$ сильно отличается от принятой ранее, и поэтому необходимо сделать повторный расчет при новом значении относительной летучести $\alpha = 1,9/0,49 = 3,89$. Эти расчеты выполняются аналогично рассмотренным ранее, поэтому в дальнейшем они не приводятся. Отметим только, что заметного влияния на конечный результат эта поправка не оказывает.

Расчет теплового баланса колонны производится обычным путем; он не содержит принципиальных трудностей и поэтому здесь не рассматривается.

Поверочный расчет ректификации многокомпонентных смесей в сложных колоннах. В силу отмеченных выше ограничений, затрудняющих выполнение проектного расчета процесса ректификации в сложной колонне, следует рассмотреть также некоторые особенности выполнения поверочного расчета, в котором при заданных значениях чисел тарелок в каждой секции колонны, флегмовом числе вверху колонны и заданных отборах определяются составы продуктов разделения.

Для расчета ректификации в сложной колонне с одним или двумя боковыми отборами продуктов, расположенными выше и ниже ввода сырья, получены простые уравнения [25], применение которых дает возможность легко и в то же время достаточно надежно определять содержание примесных компонентов в боковых продуктах.

Так, извлечение легких примесных компонентов в верхний боковой отбор жидкостного потока с одной из тарелок колонны, расположенной выше ввода сырья, рассчитывается при помощи уравнений

$$\frac{S_{iL}}{f_i} = \frac{1}{1 + \frac{Dk_i}{S_L \psi_{SL}}} \quad (\text{II.88})$$

где

$$\psi_{SL} = A_i^{N-1} + \left(\frac{1 - A_i^{N-1}}{1 - A_i} \right) \frac{D}{V}$$

$$A_i = \frac{L}{k_i V}$$

V и L — мольные расходы пара и жидкости на тарелках колонны, расположенных выше бокового отбора продукта S_L ; k_i — константы равновесия примесных компонентов при характеристической температуре; N — число теоретических тарелок в секции, расположенной выше бокового отбора жидкостного потока.

Извлечение тяжелых примесных компонентов в нижний боковой отбор парового потока с одной из тарелок колонны, располо-

женной ниже ввода сырья, определяется при помощи следующих уравнений:

$$\frac{S_{Vi}}{L} = \frac{1}{1 + \frac{W}{S_{Vi} \psi_{Si} k_i}} \quad (11.89)$$

где

$$\psi_{Si} = S_i^{N-1} + \left(\frac{1 - S_i^{N-1}}{1 - S_i} \right) \frac{W}{L}$$

$$S_i = \frac{k_i V}{L}$$

V и L — мольные расходы пара и жидкости на тарелках, расположенных ниже бокового отбора продукта (S_{Vi}); k_i — константы равновесия примесных компонентов при характеристической температуре; N — число теоретических тарелок в секции, расположенной ниже бокового отбора парового потока.

В качестве характеристической температуры без большой погрешности может быть принята средняя температура в секции колонны, расположенной в одном случае выше и в другом — ниже бокового отбора продуктов.

Определение полного состава продуктов сложной колонны требует решения на ЭВМ значительно более сложной системы уравнений. В связи с этим такие расчеты рассматриваются далее в соответствующем разделе, посвященном изложению численных методов расчета процессов ректификации и абсорбции.

Пример 16. По данным из примера 15 определить содержание легкого примесного компонента (этана) в боковом продукте, используя уравнение (11.88). В качестве исходных данных имеем: $R = 2$, $N = 2$, $k_{C_2} = 1,9$ (при $t_{C_2} = 2,5^\circ\text{C}$); $D/S_1 = 0,1/0,4 = 0,25$.

Найдем соотношение потоков в верхней секции колонны

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{1+R} = \frac{2}{1+2} = 0,666$$

и соотношение

$$\frac{D}{V} = \frac{1}{1+R} = \frac{1}{1+2} = 0,333$$

Далее имеем

$$A_{C_2} = \frac{0,666}{1,9} = 0,35$$

$$\psi_{Si} = 0,35 + \left(\frac{1 - 0,35}{1 - 0,35} \right) 0,333 = 0,683$$

$$\frac{S_{C_2} L}{L_{C_2}} = \frac{1}{1 + \frac{0,25 \cdot 1,9}{0,683}} = 0,59$$

Извлечение этана в боковой продукт, рассчитанное ранее методом ключевых компонентов, составляет $0,04/0,07 = 0,571$ (см. табл. II,22), т. е. практически совпадает с полученной величиной.

7. ЭМПИРИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ И НЕПРЕРЫВНЫХ СМЕСЕЙ В СИСТЕМЕ КОЛОНЫ, СВЯЗАННЫХ МАТЕРИАЛЬНЫМИ И ТЕПЛОВЫМИ ПОТОКАМИ

Использование эмпирических методов расчета, основанных на опыте промышленной эксплуатации колонн, позволяет без применения ЭВМ достаточно просто и в то же время вполне надежно определять тепловые нагрузки процессов и внутренние потоки

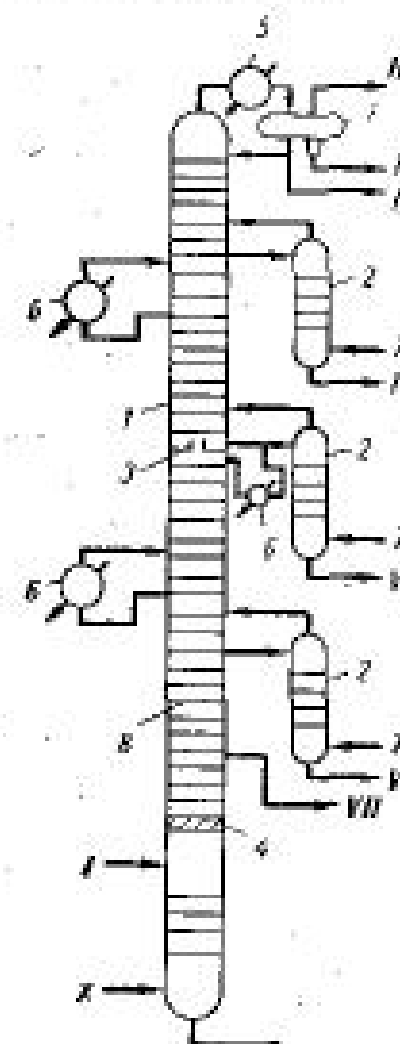


Рис. II-31. Схема атмосферной колонны для перегонки нефти:

1 — основная колонна; 2 — отпарные колонны; 3 — глухая тарелка; 4 — отбойник; 5 — конденсатор-холодильник; 6 — холодильник; 7 — емкость охлаждения; 8 — тарелка; 9 — тарелка; I — нефть; II — газ; III — бензин; IV — керосин; V — легкое дизельное топливо; VI — тяжелое дизельное топливо; VII — атмосферный газойль; VIII — мазут; IX — вода; X — водяной пар.

в аппаратах, т. е. все основные параметры, необходимые для их проектирования и анализа.

Из большого числа известных в настоящее время сложных систем колонн рассмотрим расчеты только трех систем, широко применяемых в нефтепереработке: атмосферной ректификационной колонны для перегонки нефти, вакуумной колонны для перегонки мазута и основной ректификационной колонны установки каталитического крекинга для разделения катализата.

Ректификационная колонна для перегонки нефти на фракции называется атмосферной, поскольку она работает под давлением несколько превышающим атмосферное. Сырьем атмосферной колонны является сырая обезвоженная и обессоленная нефть или полуотбензиненная нефть соответственно при одно- или двухсту-

пенчатой перегонке. В последнее время предпочтение отдается одноступенчатой схеме перегонки (разделения) нефти. Продуктами атмосферной перегонки нефти являются (рис. II-34): газ, состоящий из углеводородов $C_2—C_4$ (при одноступенчатой схеме перегонки); фракция бензина до $180^\circ C$; фракция керосина $180—250^\circ C$; фракция легкого дизельного топлива $220—300^\circ C$; фракция тяжелого дизельного топлива $280—350^\circ C$; фракция атмосферного газойля $350—380^\circ C$ (в основном в зарубежных схемах) и, наконец, мазут — фракция выше $350—380^\circ C$. Указываемые здесь, а также и далее цифры фракционного состава получаемых продуктов являются ориентировочными, так как обычно они определяются внутризаводскими нормами. Кроме того, в зависимости от целей перегонки температурные пределы выкипания получаемых фракций могут существенно меняться. Поскольку на изложенные методики расчета этот вопрос не оказывает прямого влияния, он здесь не рассматривается.

Каждый боковой поток из основной колонны направляется в отпарную колонну (секцию), где происходит отпарка из него легких фракций. Из отпарных колонн пары возвращаются в основную колонну, а жидкость отбирается в виде целевых фракций. Поскольку возвращаемые в основную колонну пары имеют более низкую температуру по сравнению с жидкостью, поступающей на отпарку, они возвращаются в колонну на одну — две тарелки выше вывода бокового отбора. Вверху основная колонна имеет конденсатор-холодильник и емкость орошения, желательно в виде трехфазного сепаратора. На верхнюю тарелку колонны подается острое орошение; по высоте колонны имеются еще 2—3 циркуляционных орошения в виде промежуточных холодильников с циркулирующей в них жидкостью. Места установки циркуляционных орошений достаточно произвольны и не обязательно должны быть расположены непосредственно под тарелками отбора боковых потоков; целесообразно только подавать охлажденное орошение на тарелку, с которой производится отбор бокового потока. Главное — обеспечить максимальную эффективность регенерации тепла и равномерное распределение нагрузок по высоте колонны; в этом и состоит одна из важнейших задач технологического проектирования и расчета атмосферной колонны.

Вместо циркуляционных орошений применяются также промежуточные холодильники флегмы на линиях боковых отборов продуктов в отпарные колонны. В этом случае вся жидкость отбирается с глухой тарелки и охлаждается до минимально возможной температуры. Применение промежуточных холодильников флегмы вместо циркуляционных орошений уменьшает жидкостную нагрузку тарелок.

Необходимо отметить, что за счет использования тепла горячих продуктов атмосферных и вакуумных колонн и тепла циркуляционных орошений на установках АВТ удастся предварительно нагреть нефть до $200—210^\circ C$. Благодаря применению отпарных

колонн и циркуляционных орошений процесс ректификации нефти на установках АВТ характеризуется высокой термодинамической эффективностью.

Для отпарки легких фракций в низ основной колонны и в отпарные колонны подается перегретый водяной пар. В последнее время верхние отпарные секции оборудуются кипятильниками, так как применение «глухого» подогрева вместо подачи водяного пара экономически выгоднее и обеспечивает более высокое качество получаемых продуктов.

Характерной особенностью технологической схемы атмосферной колонны является отсутствие подогревателя или горячей струи, подаваемой в нижнюю часть колонны, а это значит, что практически все тепло подводится в колонну с сырьем. Указанное обстоятельство дает возможность с достаточной для практики точностью определять тепловые нагрузки и флегмовые потоки по колонне из теплового баланса колонны, не прибегая к сложному тарелочному расчету материальных и тепловых балансов. В этом случае расчет выполняется в проектной постановке при заданном действительном числе тарелок во всех секциях N_j , заданных отборах продуктов e_j и температурных границах деления смеси t_{kj} . Определению подлежат флегмовые числа R_j , составы продуктов и тепловые нагрузки на конденсаторы-холодильники.

Расчет выполняется в такой последовательности.

1. Составляется материальный баланс колонны исходя из условий четкого деления смеси.
2. Определяются давление и температуры основных потоков в колонне.
3. Составляется тепловой баланс колонны в целом и по сечениям с определением тепловых нагрузок на конденсатор и холодильник.
4. Рассчитываются внутренние материальные потоки в колонне и в отпарных секциях.
5. Определяются составы продуктов и уточняются температуры потоков.
6. Принятые ранее температуры сравниваются с уточненными значениями; при значительном их расхождении расчет повторяется.

Рассмотрим теперь более подробно исходные данные и некоторые этапы расчета.

Вначале остановимся на характеристике нефти и продуктов перегонки. При выполнении технологического расчета атмосферной колонны используются следующие характеристики нефти и продуктов перегонки: общая плотность нефти, кривая ИТК нефти, плотность отдельных фракций нефти, содержание легких компонентов (до C_4 или C_5) в нефти, кривая ОИ нефти при атмосферном давлении, пределы температур выкипания получаемых фракций и допустимые значения налегания соседних фракций, т. е. заданная четкость ректификации.

Современными нормами на нефтепродукты допускается до-
вольно значительное налегание температур начала и конца кипе-
ния соседних фракций, таких, как например:

	°C
Бензин — керосин	20—50
Керосин — дизельное топливо	30—40
Керосин — топливо Т-1	100—150
Легкое — тяжелое дизельное топливо	40—80

Пересчитав кривую ИТК нефти из объемных процентов в мас-
совые и воспользовавшись заданной четкостью ректификации
и пределами температур кипения фракций, можно определить
отборы компонентов по фракциям (z_i) и соответствующие темпе-
ратурные границы деления смеси (t_{ki}).

В табл. II, 23 приведены действительные числа тарелок, кото-
рые рекомендуется принимать в атмосферной колонне [26].
В секции циркуляционного орошения принимается обычно 3 та-
релки.

Давление в колонне следует принимать как можно меньшим,
с тем чтобы обеспечить максимальный отбор светлых при задан-
ной температуре сырья или минимальную температуру сырья при
заданном отборе. Так, в емкости орошения рекомендуется под-
держивать давление порядка 10 кПа [27]. В то же время на дей-
ствующих заводах в результате паразитирования производительности
давление в емкости орошения часто бывает значительно более

Число реальных тарелок в колоннах для разделения нефтей и нефтяных фракций ТАБЛИЦА II, 23

Колонна	Фракция	Число тарелок по дан-ным [28]
Атмосферной перегонки нефти с водяным паром	Бензин — керосин	5—6
	Керосин — дизтопливо	4—5
	Дизтопливо — масляный дистиллят	4—5
	Нижний боковой отгон — ввод сырья	2—4
	Остаток	4—5
	Возврат из отпарных колонн	3—5
Вакуумной перегонки мазута	Газойль — парафинистый дистиллят	2—3
	Масляные дистилляты средней и высокой вязкости	2—3
	Масляный дистиллят средней вязкости — цилиндровый остаток	3—5
	Цилиндровый остаток — ввод сырья	2—4
Установка каталитичес-ного крекинга	Возврат из отпарных колонн	2—4
	Крекинг-бензин — широкая фракция	10—12
	Крекинг-бензин — керосин	6—8
	Крекинг-бензин — циркулирующая флегма	8—11
	Керосин — циркулирующая флегма	4—6

высоким, что в итоге неблагоприятно сказывается не только на
четкости ректификации фракций, но и на глубине их отбора.
При определении давления в колонне следует учитывать измене-
ние его по высоте колонны и принимать следующие перепады
давлений (в кПа):

Между верхней тарелкой и емкостью оро- шения	35 кПа
На одной тарелке	1—2
В трансферном трубопроводе	35

Расход водяного пара, подаваемого в низ колонны и в отпар-
ные секции, составляет порядка 2—5% (масс.) соответственно на
остаток или на продукты, т. е. на отпаренные фракции.

При определении температурного режима процесса следует
руководствоваться такими соображениями. Максимальная тем-
пература нагрева нефти достигается на выходе из печи и опреде-
ляется началом термического разложения углеводородов. Обычно
эта температура находится в пределах 340—360 °C. Однако на
действующих установках нефть часто нагревают до 390—430 °C без
заметного разложения углеводородов. Это говорит о том, что
условия термического разложения углеводородов нефти зависят
не только от температуры и давления, но и от целого ряда других
факторов, определяемых конкретными условиями эксплуатации
атмосферных колонн, и в первую очередь от времени пребывания
паро-жидкостной смеси в трансферном трубопроводе. Темпера-
тура ввода сырья в колонну может определяться также по задан-
ной доле отгона в секции питания; при этом температура сырья на
выходе из печи будет примерно на 2—4° выше температуры ввода
сырья.

Температуру острого орошения рекомендуется принимать
равной 50 °C. При данной температуре и указанном выше давле-
нии в емкости орошения легкие углеводороды, которые были
растворены в нефти, будут находиться в паровой фазе; для даль-
нейшего использования их необходимо скомпримировать.

Температуры флегмы на тарелках вывода боковых погонов
определяются по нулевому отгону кривых ОИ при парциальном
давлении нефтяных паров. Для ориентировочных расчетов эти
температуры можно определять по 50%-ной точке выкипания
соответствующего погона

$$t \cong 0,9 t_{50\%} \quad (II.90)$$

Температура паров, уходящих с верхней тарелки колонны,
определяется по 100%-ному отгону кривых ОИ при парциальном
давлении нефтяных паров. Температура остатка принимается на
20—30 °C ниже температуры потока сырья, а температуры фрак-
ций, уходящих из отпарных колонн при подаче в них водяного
пара, принимаются на 10—15 °C ниже температуры жидкости,

поступающей в отпарную секцию. Температура циркуляционного орошения на выходе из холодильника должна быть не менее чем на 60—70 °С ниже температуры жидкости на тарелке, куда поступает этот поток.

Тепловые потоки острого и циркуляционного орошений в разных сечениях колонны определяются следующим образом. Записываются уравнения материального и теплового балансов для части колонны, расположенной ниже тарелки, под которую подается нижнее циркуляционное орошение. Неизвестными в этих уравнениях являются следующие количества: жидкости, поступающей в секцию циркуляционного орошения; пара, поднимающегося с тарелок секции циркуляционного орошения, в тепла, отнимаемого циркуляционным орошением. Принимая количество жидкости, стекающей в рассматриваемую секцию колонны, равным нулю и решая данную систему уравнений, определяют максимально возможный съем тепла нижним циркуляционным орошением. Затем принимают фактическое количество тепла, отнимаемого в данной секции колонны циркуляционным орошением; оно должно быть меньше максимально возможного.

Далее, составляя уравнения материального и теплового балансов для части колонны, расположенной ниже тарелки, под которую подается рассматриваемое циркуляционное орошение, аналогичным образом находят количество тепла, отнимаемого в следующей секции колонны, и т. д. Фактическое количество тепла, отнимаемого в каждой секции колонны, принимают исходя из условий наилучшей регенерации тепла либо получения необходимых флегмовых чисел. Если желательны наиболее благоприятные условия регенерации, максимально возможное количество тепла необходимо снимать в нижележащих секциях колонны. В этом случае количество тепла, снимаемого в каждой секции колонны, принимают равным 70—80% максимально возможного значения. Так, например, для атмосферной колонны с отбором верхнего и трех боковых продуктов при наличии острого орошения в верхней части колонны и двух промежуточных циркуляционных орошений оптимальным оказывается такое распределение тепловых нагрузок, при котором острым орошением отводится 40% тепла, а промежуточными циркуляционными орошениями — по 30% каждым [28].

Для определения четкости ректификации нефтяных смесей различного фракционного состава в атмосферных колоннах можно воспользоваться следующими уравнениями

$$\Delta t_{\text{нк}} = \frac{162}{(RN)^{0.13}} - 100 \quad (\text{II.91})$$

$$\Delta t_{\text{кв}} = \frac{162}{(RN)^{0.13}} - 100 \quad (\text{II.92})$$

полученными в результате анализа и обработки фактических данных о работе промышленных ректификационных колонн [29].

В уравнениях (II.91), (II.92)

$$\Delta t_{\text{нк}} = \frac{t_{\text{нк}}^{\text{н}} - t_{\text{нк}}^{\text{к}}}{t_{\text{нк}}^{\text{н}} - t_{\text{нк}}^{\text{к}}} \cdot 100 \quad \Delta t_{\text{кв}} = \frac{t_{\text{кв}}^{\text{н}} - t_{\text{кв}}^{\text{к}}}{t_{\text{кв}}^{\text{н}} - t_{\text{кв}}^{\text{к}}} \cdot 100$$

$t_{\text{нк}}^{\text{н}}$, $t_{\text{нк}}^{\text{к}}$ — температуры начала и конца кипения фракций по кривым ИТК, °С; $t_{\text{кв}}^{\text{н}}$ и $t_{\text{кв}}^{\text{к}}$ — температуры выкипания соответственно 5 и 95% объема фракций по ГОСТ 2177—66; верхние индексы относятся соответственно к легким и тяжелым фракциям. Данные уравнения рекомендуются к применению для условий $R = 0.5-10$ и $N = 4-12$.

Заканчивая описание методики расчета атмосферных колонн, отметим, что установки АВТ зачастую перерабатывают различные нефти, т. е. работают при нагрузках, значительно отличающихся от проектных. В связи с этим технологический, а также и гидравлический расчеты атмосферной колонны целесообразно выполнять для двух крайних условий разделения — для перегонки легкой и тяжелой нефтей.

Пример 17. Выполнить технологический расчет атмосферной колонны для перегонки отбензиненной Ромашкинской нефти горизонта $D_1 + D_{11}$ [30], с тем чтобы получить следующие фракции (в °С): 85—190; 190—240; 240—350; выше 350. Кривые ИТК и ОИ отбензиненной нефти показаны на рис. II-35.

Схема колонны с обозначением внутренних и внешних материальных потоков показана на рис. II-36.

На основе опыта эксплуатации аналогичных аппаратов (см. табл. II.23) распределим числа тарелок по секциям концентрационной части колонны:

Фракция	Число тарелок, шт.
85—190 °С (1 секция)	8
190—240 °С (2 секция)	6
240—350 °С (3 секция)	5

В секциях циркуляционного орошения примем по 3 тарелки. Таким образом, при наличии двух циркуляционных орошений общее число тарелок в концентрационной части колонны будет равно 25. В отгонной части колонны примем 5 тарелок.

Для установки в колонне примем клапанные тарелки.

Расчет начнем с составления материального баланса колонны на основе кривой ИТК нефти (рис. II-35). Фактический выход отдельных фракций определим по потенциальному их содержанию в нефти.

Результаты расчетов сведем в табл. II.24.

Загрузка колонны определена в расчете на 330 рабочих дней в году.

Определим давление и температуры в колонне. Принимаем, что давление сверху колонны равно 0,15 МПа, а перепады давлений на тарелке при максимальных нагрузках составляют (в кПа):

В верхней части колонны	0,9
В секции циркуляционного орошения	1,3
В нижней части колонны	0,4

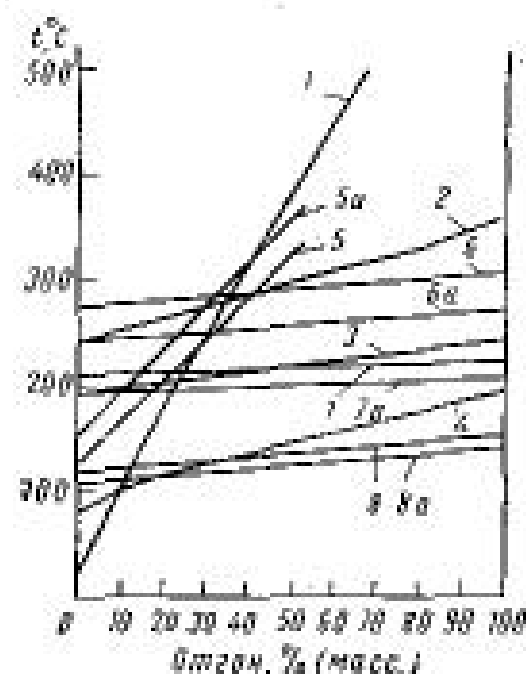


Рис. 11-35. Кривые ИТК и ОИ нефти и нефтяных фракций, полученных в атмосферной колонне (к примеру 16): ИТК: 1 — отбензиненной нефти; 2 — фр. 240—350 °С; 3 — фр. 190—240 °С; 4 — фр. 85—190 °С; ОИ: 5, 5а — нефти ($P = 0,098$ и $0,176$ МПа соответственно); 6, 6а — фр. 240—350 °С ($P = 0,098$ и $0,073$ МПа соответственно); 7, 7а — фр. 190—240 °С ($P = 0,098$ и $0,0678$ МПа соответственно); 8, 8а — фр. 85—190 °С ($P = 0,098$ и $0,073$ МПа соответственно).

Рис. 11-36. Схема атмосферной колонны для перегонки отбензиненной нефти с обозначением основных материальных и тепловых потоков (к примеру 16).

Правильность принятых значений перепадов проверяется последующим гидравлическим расчетом тарелок. Определим давления в различных сечениях колонны:

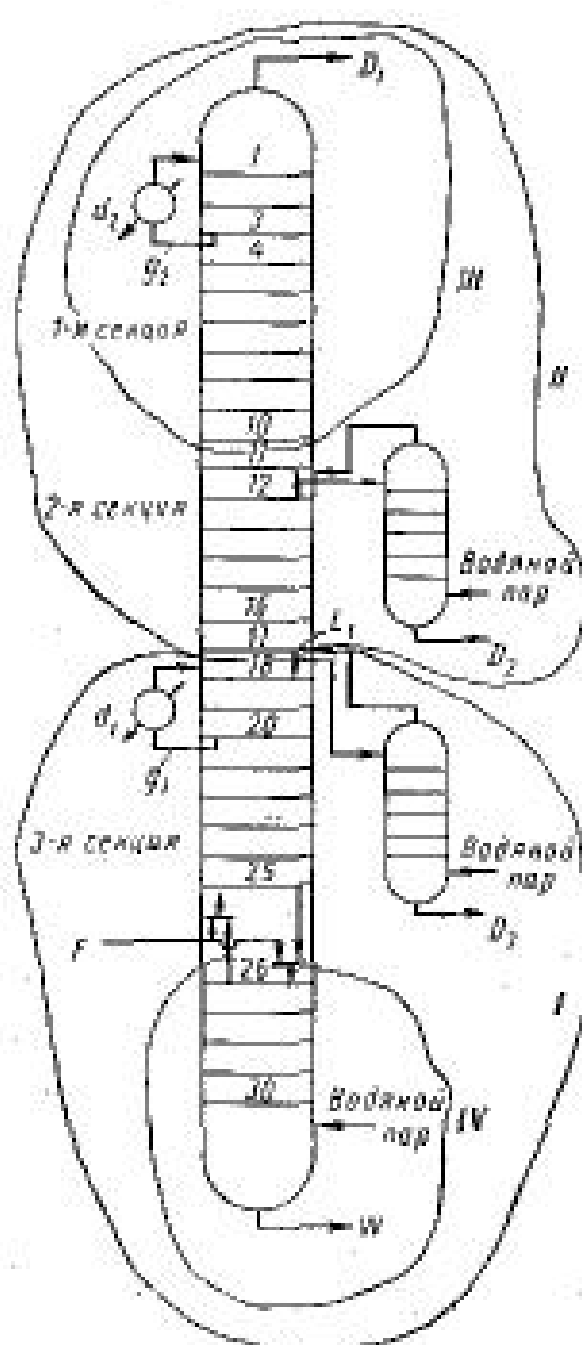
Номер тарелки, давление которой рассчитывается	3	10	16	20	25	30
Абсолютное давление, МПа	0,151	0,157	0,162	0,167	0,172	0,176

Температуру верхнего продукта определяем по прямой ОИ при парциальном давлении паров этой фракции. Для определения парциального давления паров верхнего продукта предварительно задаемся расходом водяного пара, поступающего:

в нижнюю часть колонны в количестве 2% на сырье

$$712,5 \cdot 0,02 = 14,25 \text{ т/ч}$$

в отпарные колонны в количестве 2% на отбираемые фракции;



Материальный баланс процесса

ТАБЛИЦА 11,24

Поток	% масс. на входную нефть	% (масс.) на загрузку колонны	кг/ч
Приход			
Отбензиненная нефть	94	100	712 000
Итого	94	100	712 000
Расход			
Фр. 85—190 °С	15,5	16,5	117 500
Фр. 190—240 °С	7,5	8,0	57 000
Фр. 240—350 °С	17	18,1	129 000
Мазут	54	57,4	408 000
Итого	94	100	712 000

в первую отпарную колонну

$$57 \cdot 0,02 = 1,14 \text{ т/ч}$$

во вторую отпарную колонну

$$129 \cdot 0,02 = 2,58 \text{ т/ч}$$

Общий расход водяного пара составит 17,97 т/ч. Характеристика водяного пара: абсолютное давление $P = 0,3$ МПа, температура $t = 350$ °С. Парциальное давление паров фракции 85—190 °С

$$p_i = P \frac{\frac{V_i}{M_i}}{\sum \frac{V_i}{M_i}} = 0,15 \frac{\frac{117 500}{124,5}}{\frac{117 500}{124,5} + \frac{17 970}{18}} = 0,073 \text{ МПа}$$

Мольная масса паров фракции 85—190 °С определена по приближенному уравнению Вомбова.

Температура верхнего продукта $t = 145$ °С найдена по рис. 11-35. Прямая ОИ при атмосферном давлении построена при помощи графика Обрядчикова и Сидовича, а поправка на давление вычислена по методу Пиромона.

Температуру жидкости на тарелках вывода боковых потоков из колонны определяем в первом приближении по эмпирическому уравнению (11.90); принимаем, что температуры фракций, получаемых из отпарных колонн, на 10° ниже этой температуры. В результате получены следующие температуры (в °С):

Жидкость на 11 тарелке	190	Жидкость на 17 тарелке	253
Фракция 190—240 °С	180	Фракция 240—350 °С	243

Для определения температуры ввода сырья задаемся массовой долей отгона $\alpha = 0,45$ (величиной, близкой к отбору светлых, равному 0,426) и по прямой ОИ при абсолютном давлении $P = 0,176$ МПа находим $t = 330$ °С (см. рис. 11-35). Температуру низа колонны определяем из расчета снижения температуры сырья на 20°, т. е. $t = 310$ °С.

Ориентируясь на определенные ранее температуры, оценим температуры жидкости на некоторых тарелках (в °С):

Номер тарелки	Номер тарелки
3 150	18 260
10 185	20 280
16 248	

Температуру подаваемого в колонну циркуляционного орошения примем равной 60 °С.

Составим тепловой баланс колонны. Предварительно определим теплофизические свойства всех внешних материальных потоков (табл. II,25) [6].

Теплофизические свойства потоков ТАБЛИЦА II,25

Поток	Мольная масса	Относительная плотность, ρ_r	Температура, °С	Энтальпия, кДж/кг	
				H_{18}	H_3
Отбензиненная нефть	—	0,84	330	784	1005
Фр. 85—190 °С	124,5	0,75	145	—	828
Фр. 190—240 °С	171	0,82	180	398	—
Фр. 240—350 °С	234	0,85	243	554	—
Мазут	—	0,87	310	733	—
Водяной пар	18	—	350	—	3160
То же	18	—	145	—	2650

Приходные и расходные статьи теплового баланса, за исключением орошения, приведены в табл. II,26.

Тепловой баланс процесса ТАБЛИЦА II,26

Поток	Темпе- ратура, °С	Энталь- пия, кДж/кг	Расход потока		Расход тепла, кВт
			т/ч	кг/с	
Приход					
Отбензиненная нефть и парах ($\epsilon = 0,45$)	330	1005	320	88,8	89,3
	330	784	392	109	85,2
Водяной пар	350	3160	17,95	5	15,75
Итого	—	—	729,95	202,8	180,25
Расход					
Фр. 85—190 °С	145	828	117,5	32,7	20,4
Фр. 190—240 °С	180	398	57	15,8	6,3
Фр. 240—250 °С	243	554	129	35,8	19,8
Мазут	310	733	408,5	113,5	83,2
Водяной пар	145	2650	17,95	5	13,2
Итого	—	—	729,95	202,8	142,9

Общее количество тепла, которое необходимо отнять с помощью орошения

$$d = 180,25 - 142,9 = 37,35 \text{ МВт}$$

Количество тепла, отнимаемого первым (нижним) циркуляционным орошением, найдем в результате совместного решения уравнений материального и теплового балансов для части колонны, заключенной между 17-й и 18-й тарелками и низом колонны, т. е. по контуру I (см. рис. II-36)

$$d_1 = F[H_{n, F} + (1 - \epsilon)H_{ж, F}] - FH_{n, 1} - L_1(H_{n, 1} - H_{ж, 1}) + \\ + W(H_{n, 1} - H_{ж, W}) + B(H_{n, 1} - H_{n, n, 1}) + D_2(H_{n, 1} - H_{ж, D_2})$$

Здесь индекс I относится к сечению колонны между 17-й и 18-й тарелками: $H_{n, 1}$ — энтальпия водяного пара; B — расход водяного пара.

Подставим в приведенное выше уравнение известные величины

$$d_1 = 197,8[1005 \cdot 0,3 + (1 - 0,3)784] - 197,8 \cdot 850 - L_1(850 - 578) + \\ + 113,5(850 - 733) + 3,96(3170 - 2970) + 35,8(850 - 553)$$

и после преобразований получаем

$$d_1 = 31\,300 - 272L_1$$

Примем $d_1 = 0,8$ $d_{\text{макс}} = 0,8 \cdot 31\,300 = 25\,000$ кВт.

При данном количестве отводимого тепла получим $L_1 = 23,2$ кг/с (83,5 т/ч).

Количество первого (вертикального) циркуляционного орошения

$$g_1 = \frac{25\,000}{662 - 113} = 456 \text{ кг/с (164 т/ч)}$$

где 662 и 113 кДж/кг — энтальпии первого циркуляционного орошения при 280 и 60 °С.

Количество тепла, отнимаемого вторым циркуляционным орошением

$$d_2 = 47,35 - 24,9 = 22,45 \text{ МВт}$$

Количество второго циркуляционного орошения

$$g_2 = \frac{22\,450}{339 - 113} = 99,3 \text{ кг/с (358 т/ч)}$$

где 339 и 113 кДж/кг — энтальпии второго циркуляционного орошения при 150 и 60 °С соответственно.

Определим внутренние материальные потоки в колонне. Количество горячей флегмы, стекающей с 3-й тарелки

$$L = \frac{22\,450}{636 - 335} = 74,4 \text{ кг/с (268 т/ч)}$$

где 636 и 335 кДж/кг — соответственно энтальпии паров и жидкости при 150 °С. Количество паров, поднимающихся с 4-й тарелки

$$V = 117,5 + 268 + 17,97 = 403,47 \text{ т/ч}$$

Количество горячей флегмы, стекающей с 20-й тарелки

$$L = \frac{24\,900}{895 - 658} = 105 \text{ кг/с (377 т/ч)}$$

где 895 и 658 кДж/кг соответственно энтальпии паров и жидкости при температуре 280 °С.

Количество паров, поднимающихся с 21-й тарелки

$$V = 742 + 377 + 408,5 + 14,25 + 726,25 \text{ т/ч}$$

В результате совместного решения уравнений материального и теплового балансов по контуру II (см. рис. II-36) находим количество жидкости, стекающей с 16-й тарелки, и пара, поднимающегося с 17-й тарелки. Аналогичным образом находим нагрузки на 10-ю и 26-ю тарелки. При составлении теплового баланса по контуру IV температуры жидкости, поступающей на 26-ю тарелку, и пара, уходящего с этой тарелки, принимали равными температуре сырья. Доля отгона в нижней части колонны оказалась равной $93 : 408,5 = 0,227$.

Определим флегмовые числа в разных сечениях колонны:

$$1\text{-я секция} \quad R_1 = 268 : 117,5 = 2,28$$

$$2\text{-я секция} \quad R_2 = \frac{238}{117,5 + 57} = 1,37$$

(при условии, что в выносной секции отпаривается до 30% фракции 190—240 °С)

$$3\text{-я секция} \quad R_3 = \frac{377}{117,5 + 57 + 123} = 1,24$$

Проверим принятое в начале расчета температуры жидкости на 11-й и 17-й тарелках. Парциальное давление паров фракции 190—240 °С на 11-й тарелке

$$p_1 = 0,157 \frac{250 : 171}{\frac{250}{171} + \frac{117,5}{124,5} + \frac{17,97}{18}} = 0,0676 \text{ МПа}$$

Температура начала кипения фракции 190—240 °С при данном давлении равна 190 °С (см. рис. II-35); таким образом, полученная температура соответствует величине, принятой в начале расчета. Парциальное давление паров фракции 240—350 °С на 17-й тарелке

$$p_2 = 0,162 \frac{123 : 234}{\frac{123}{234} + \frac{57}{171} + \frac{117,5}{124,5} + \frac{16,8}{18}} = 0,0407 \text{ МПа}$$

Температура начала кипения фракции 240—350 °С при данном давлении равна 240 °С (см. рис. II-35). Эта температура уже заметно отличается от принятой ранее (253 °С). Для получения более точных значений температур жидкости на тарелках отбора боковых потоков было проведено несколько аналогичных расчетов при новых значениях температуры жидкости на 17-й тарелке. Проведенные расчеты показали, что фактические температуры жидкости на 11-й и 17-й тарелках близки к 190 и 240 °С соответственно. Поскольку при данных температурах внутренние материальные потоки колонны мало отличаются от рассчитанных в первом приближении, они далее не приводятся.

Полученные массовые нагрузки по пару в разных сечениях колонны пересчитываем в объемные и определяем плотность паров. Для третьей секции колонны, имеющей максимальные нагрузки, получим

$$V = \left(\frac{117\,500}{124,5} + \frac{57\,000}{171} + \frac{129\,000 + 377\,000}{234} + \frac{14\,250}{18} \right) \cdot \frac{22,4(273 + 280)0,1}{273 \cdot 0,71} = 112\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\rho_{\text{п}} = \frac{726\,000}{112\,000} = 6,48 \text{ кг/м}^3 \quad \rho_{\text{ж}} = 660 \text{ кг/м}^3$$

Вакуумная колонна для перегонки мазута выполняется в двух вариантах — масляном и топливном. По масляному варианту мазут делится на несколько дистиллятных фракций, являющихся сырьем для производства смазочных масел, в остатке получается высоковязкий продукт — гудрон. По топливному варианту мазут делится на легкую фракцию с концом кипения до 350 °С и широкую фракцию 350—500 °С, являющуюся обычно сырьем для уста-

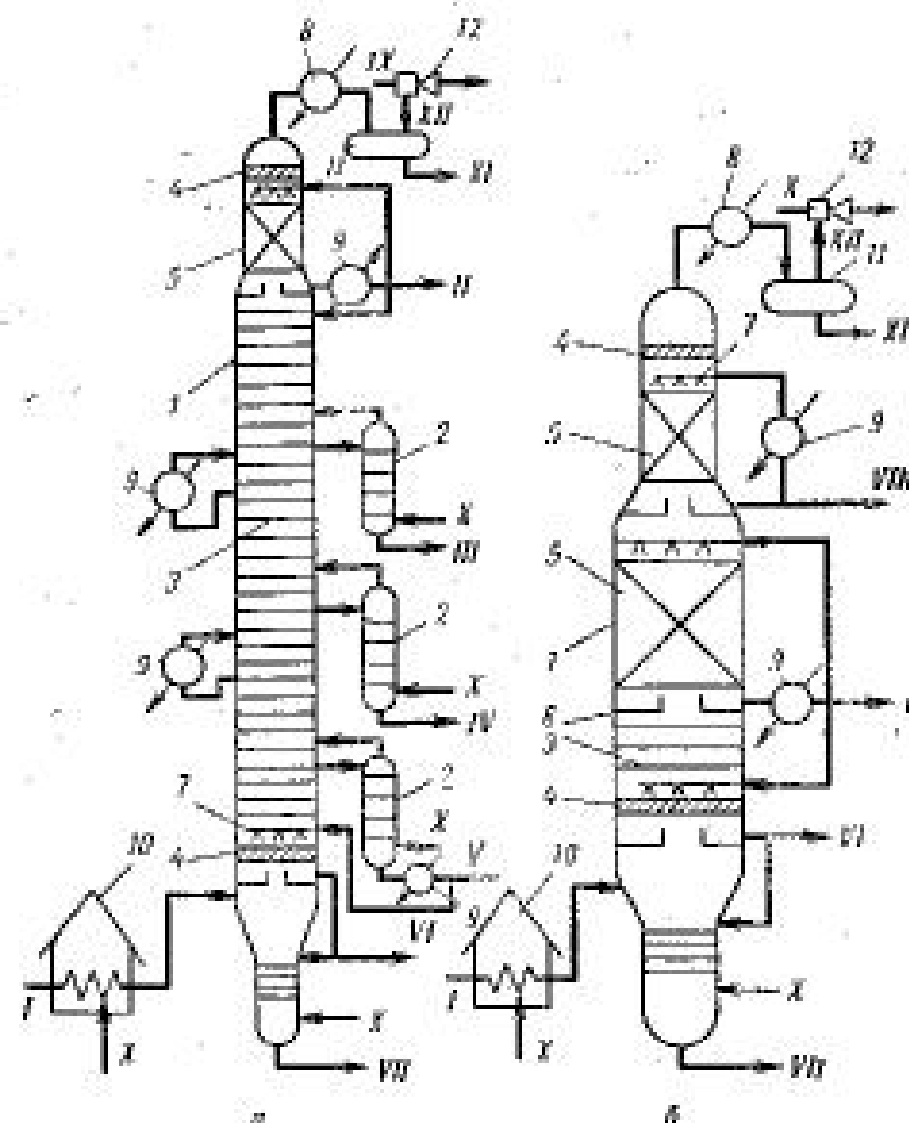


Рис. II-37. Схемы вакуумных колонн для перегонки мазута по масляному (а) и топливному (б) вариантам:

1 — основная колонна; 2 — отпарная колонна; 3 — тарелка; 4 — отбойник; 5 — насадка; 6 — осадочная тарелка; 7 — распределитель жидкости; 8 — конденсатор-холодильник; 9 — холодильник; 10 — печь; 11 — сепаратор; 12 — эжектор; I — мазут; II — легкий вакуумный газойль (до 350 °С); III—V — масляные дистилляты; VI — неконденсируемый продукт на циркуляцию в печь; VII — гудрон; VIII — узкая фракция вакуумного газойля; IX — широкая фракция вакуумного газойля; X — водный пар; XI — вода; XII — неконденсированный пар и инертный газ.

новок каталитического крекинга; в остатке получается также гудрон.

Вакуумная колонна, работающая по масляному варианту (рис. II-37, а), имеет практически такую же технологическую схему, как и атмосферная колонна. Каждый боковой поток из основной колонны направляется в отпарную колонну, где при

помощи водяного пара или выносного подогревателя происходит отпарка легких фракций. Отпаренные фракции возвращаются в колонну на 2—3 тарелки выше бокового отбора флегмы. Вверху вакуумной колонны, в отличие от атмосферной, имеется секция циркуляционного орошения, заполненная насадкой и снабженная холодильником, распределителем жидкости и «глухой» отборной тарелкой. Верхняя секция предназначена для выделения легких фракций до 350 °С, присутствие которых в масляных дистиллятах нежелательно. По высоте колонны имеется также несколько циркуляционных орошений. В вакуумной колонне особое внимание уделяется технологическому оформлению секции, расположенной выше ввода сырья; это объясняется повышенными требованиями к качеству продуктов, касающимся цвета погонов и содержания в них смол и асфальтенов. Для этого нижняя секция концентрационной части колонны имеет несколько орошаемых тарелок, промывной сепаратор и «глухую» тарелку. Флегма, которая стекает с нижней тарелки концентрационной колонны, забирается с «глухой» тарелки насосом и подается на рециркуляцию в печь либо на отпарку в нижнюю часть колонны. В низ колонны, а также в испарительную секцию змеевика печи подается перегретый водяной пар.

По топливному варианту вакуумная колонна (рис. II-37, б) имеет три секции и два боковых отбора: верхняя секция предназначена для полной конденсации нефтяных паров, т. е. для выделения легких фракций вакуумного газойля; секция, расположенная ниже отбора основного продукта, обеспечивает качество получаемых фракций по содержанию в них асфальто-смолистых соединений и металлов. Верхняя и средняя секции колонны имеют промежуточные теплоотводы в виде циркуляционных орошений. Нижний боковой погон направляется на рециркуляцию в печь либо на отпарку в нижнюю часть колонны. В нижней части концентрационной секции колонны имеются специальные отбойные тарелки и промывной сепаратор с «глухой» тарелкой. В последнее время в качестве контактных устройств для вакуумных колонн вместо тарелок используют насадку, что обеспечивает значительно меньший перепад давления по колонне при достаточно высокой разделительной способности. В нижнюю часть колонны и в испарительную секцию змеевика печи также подается перегретый водяной пар.

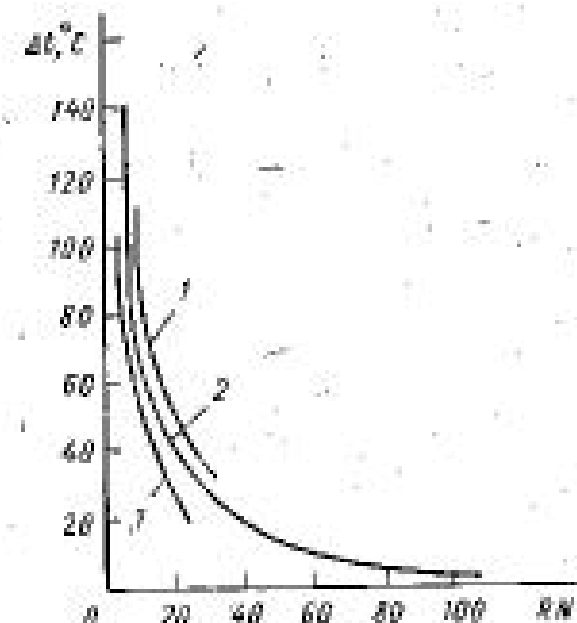
Вакуумная колонна рассчитывается в такой же последовательности, как и атмосферная, поэтому остановимся только на некоторых особенностях расчета, присущих вакуумной ректификации тяжелого продукта.

В качестве исходных данных принимают заданные отборы и температурные границы деления смеси. Возможное наложение температур кипения соседних фракций можно определять при помощи графика, приведенного на рис. II-38 [31]. В то же время фракционный состав продуктов уже не является здесь таким

определяющим фактором, как в атмосферной колонне, так как наиболее важными показателями качества масляных фракций являются: вязкость, цвет и содержание (в широкой масляной фракции) металлов, главным образом никеля и ванадия.

Числа тарелок, принимаемые для вакуумных колонн, приведены в табл. II-23. При использовании насадки высоту ее слоя в каждой секции принимают равной 2—3 м.

Рис. II-38. Зависимость разницы температур начала и конца кипения соседних фракций, полученных в вакуумных колоннах для перегонки мазута, от флегмового числа и числа теоретических тарелок.
1 — колонны с промежуточными циркуляционными орошениями; 2 — верхняя секция колонн; 3 — колонны с верхним орошением.



Давление в колонне является сложной функцией многих параметров и в первую очередь расхода водяного пара и температуры охлаждающей воды в вакуумсоздающей системе: чем меньше давление в колонне, тем меньше должен быть расход водяного пара в низ колонны и в отпарные секции, однако тем больше его расходуется на эжекцию и тем ниже должна быть температура охлаждающей воды. Очевидно, оптимальное давление соответствует общим минимальным затратам.

В настоящее время большинство вакуумных колонн работает при остаточном давлении порядка 5—10 кПа (40—80 мм рт. ст.) в верхней части колонны, однако расчеты показывают, что оптимальное давление значительно ниже и находится в пределах 1,5—2,5 кПа. В зарубежной практике некоторые вакуумные колонны высокопроизводительных установок АВТ работают при остаточном давлении в верху колонны порядка 0,7 кПа.

При определении давления в колонне следует принимать следующие перепады давления (в кПа):

На тарелках	0,25—0,4
В слое насадки высотой 1 м	0,13—0,26
В сепараторе	0,13
На отборной тарелке	0,13—0,25
В трансферном трубопроводе	1,2

При глубоком вакууме принятые значения потери напора следует проверять соответствующими гидравлическими расчетами.

Расход водяного пара в низ колонны и в печь ($V_{a, n}$), соответствующий минимальным затратам на разделение, можно определить аналитическим путем по величине оптимального давления в секции питания (P):

Зная расход нефтяных паров в колонну (F_v), количество инертных газов (газы разложения и воздух) ($F_{ин}$), температуру в секции питания колонны и температуру охлаждающей воды в конденсаторе, можно воспользоваться следующими расчетными уравнениями [32]

$$\frac{P_2}{P_W} = 1 + 1,12 \sqrt{\left(\frac{C_2}{C_n}\right) \left(\frac{F_{ин}}{F}\right) \left(\frac{W_2}{W}\right) \frac{P_v}{P_W}} \quad (II.93)$$

$$\frac{W_2}{W} = \frac{6,9}{P_2^{0,8}} \left[\frac{P_2 - P_W}{P_2 - 0,38 P_W} \right]^{0,32} \quad (II.94)$$

$$P = \Delta P + P_2 \quad (II.95)$$

$$V_{a, n} = \left(\frac{P}{P_v} \right) F_v - (F_v + F_{ин}) \quad (II.96)$$

где P_2 — давление на входе в эжектор, Па; ΔP — общий перепад давлений в колонне и в конденсаторе, Па; C_2/C_n — отношение стоимостей водяного пара, подаваемого к эжектору и в низ колонны; P — давление в секции питания колонны, Па; P_W — парциальное давление водяных паров на входе в эжектор, Па; P_v — парциальное давление нефтяных паров в секции питания колонны, Па; F_v — количество дистиллятных паров в сырье, кмоль/ч; $F_{ин}$ — количество инертных газов, кмоль/ч; W — производительность эжектора, т. е. расход несконденсированных водяных паров и инертных газов, кмоль/ч; W_2 — расход водяного пара на эжекцию, кмоль/ч.

Уравнение (II.94) определяет удельный расход водяного пара на двухступенчатую эжекцию с промежуточной конденсацией при давлении газов на входе в эжектор от 2 до 12 кПа.

Расчет величины P_2 по уравнениям (II.93) — (II.96) проводится методом последовательного приближения. При заданных температуре в секции питания колонны и охлаждающей воды на выходе из конденсатора определяют соответственно давления насыщенных паров P_v и P_W . Для первого приближения задаются отношением $W_2/W = 4$ (указанное отношение изменяется в пределах от 3 до 10) и по уравнению (II.93) определяют P_2 . Используя полученное значение, по уравнению (II.94) проверяют правильность принятого отношения W_2/W . При значительном расхождении вычисленных и принятых ранее значений расчет проверяют, выбрав новое значение W_2/W .

При определении температурного режима колонны максимальную температуру сырья, т. е. температуру на выходе из печи, принимают в пределах 400—430 °С, температуру низа колонны — на 20° ниже температуры в секции питания колонны, температуры остальных потоков определяются так же, как и для атмосферной колонны.

Температурная граница деления исходного мазута находится в пределах 580—600 °С и зависит от содержания в нефти асфальто-смолистых соединений и металлов. Доля отбора светлых, т. е. дистиллятных фракций, в вакуумной колонне обычно составляет порядка 30% (об.) на нефть.

Поскольку с верха колонны в конденсационную систему вакуумсоздающей аппаратуры уходят водяной пар, воздух и газы разложения вместе с нефтяными парами, необходимо определять потери углеводородов. Потери определяются по составу пара равновесного, циркулирующей флегме при температуре верха колонны и парциальном давлении этих паров.

В качестве параметра контроля правильности распределения тепловых нагрузок циркуляционных орошений следует принять расход флегмы на нижней «глухой» тарелке концентрационной части колонны. При особо жестких требованиях в отношении качества нижнего бокового погона по цвсту и содержанию в нем металлов количество этой флегмы должно быть порядка 4% (об.) на исходную нефть, при менее жестких требованиях — 2% (об.).

Основная ректификационная колонна установки каталитического крекинга предназначена для разделения продуктов реакции, поступающих непосредственно из реактора, на несколько фракций — газ, легкий бензин, легкий каталитический газойль, тяжелый каталитический газойль и остаток (рис. II-39). Каталитические газойли имеют более широкий фракционный состав, нежели продукты атмосферной колонны. Так, легкий каталитический газойль по своему составу примерно равен смеси легкого и тяжелого дизельных топлив.

Газ и бензин уходят сверху колонны, каталитические газойли получают в виде боковых погонов, отбираемых из отпарных секций. В связи с тем, что сырье поступает в колонну из реакторов в виде перегретого пара с катализаторной пылью, нижняя часть колонны является секцией циркуляционного орошения, предназначенной для охлаждения паров сырья, их отмычки от катализаторной пыли, конденсации наиболее тяжелой части сырья и отпарки от нее легких фракций. В этой секции обычно устанавливают каскадные промывные тарелки. В низ колонны и в отпарные колонны подается перегретый водяной пар. В верху колонны устанавливается конденсатор-холодильник для парциальной конденсации паров верхнего продукта; по высоте колонна имеет одно — два циркуляционных орошения, одно из них расположено вверху колонны.

Расчет основной ректификационной колонны установки каталитического крекинга производится в той же последовательности, что и для атмосферной колонны. В связи с этим отметим только некоторые его особенности.

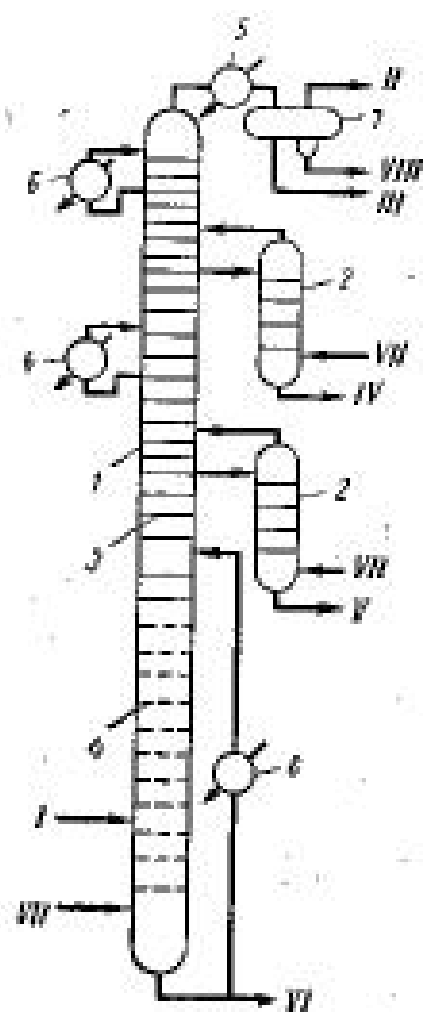


Рис. II-39. Схема ректификационной колонны установки каталитического крекинга:
1 — основная колонна; 2 — отпарная колонна; 3 — тарелка; 4 — насадочное промышленное тарелка; 5 — конденсатор-холодильник; 6 — холодильник; 7 — сепаратор; 8 — широкое фракции из реактора; 9 — газ; 10 — легкий боковой отбор; IV — легкий каталитический газ; V — тяжелый каталитический газ; VI — остаток тяжелого каталитического газа; VII — водород; VIII — вода.

Число тарелок, принимаемое в колонне, зависит от получаемых фракций (см. табл. II-23). Для схемы колонны, изображенной на рис. II-39, рекомендуются следующие числа тарелок в секциях колонны:

Ниже ввода сырья	4
От ввода сырья до вывода первого бокового отбора	4—8
От нижнего до верхнего бокового отбора (без тарелок секции циркуляционного орошения)	9—10
Выше верхнего бокового отбора (без тарелок секции циркуляционного орошения)	3
Всего	35—40

Давление в колонне принимается таким же, как и в реакторе, за вычетом потерь в трансферном трубопроводе. Потери напора от верха колонны до ввода сырья принимаются равными 35 кПа, а от верхней тарелки до емкости орошения — 30 кПа.

Температура сырья соответствует температуре реакции; для уменьшения возможности термического разложения остатка его температура принимается равной 370 °С. Значения остальных температур выбираются так же, как и для атмосферной колонны.

Составы фракций или четкость ректификации могут быть определены при помощи рекомендаций, приведенных в работе [27].

8. АНАЛИТИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ АБСОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ В ПРОСТЫХ И СЛОЖНЫХ КОЛОННАХ

Технологические схемы процессов абсорбции и десорбции с применением простых и сложных колонн. Процессы абсорбции и десорбции (отпарки) широко применяются главным образом на газоперерабатывающих заводах при извлечении целевых компонентов из природного или попутного нефтяных газов; в практике нефтепереработки для этих целей они применяются реже.

Принципиальные технологические схемы процессов абсорбции и десорбции в простых и сложных абсорбционных и десорбционных аппаратах кратко были рассмотрены в гл. I, поэтому здесь отметим только основные направления дальнейшего их усовершенствования.

Для повышения эффективности процесса абсорбции и уменьшения расхода абсорбента широко применяется предварительное насыщение тощего абсорбента легкими углеводородами и охлаждение смеси сырого газа с насыщенным абсорбентом в холодильнике для предварительного выделения фракции C_{4+} из газа, т. е. для отбензинивания газа (рис. II-40, а).

Для уменьшения потерь легких фракций абсорбента с сухим газом производят дополнительное охлаждение сухого газа или применяют двухступенчатую абсорбцию. В двухступенчатой абсорбере (рис. II-40, б) легкие фракции абсорбента поглощаются в верхней части аппарата более тяжелым абсорбентом, который подается на верхнюю тарелку и выводится с четвертой, пятой тарелки сверху аппарата. В этом случае легкий абсорбент подается на тарелку, расположенную ниже отбора тяжелого абсорбента.

Предварительное насыщение с охлаждением тощего абсорбента широко используется также и в абсорбционно-отпарных колоннах (рис. II-40, в).

В связи с разработкой и освоением в промышленности новых технологических схем установок разделения с применением сложных ректификационных и абсорбционных аппаратов, а также систем ректификационных колонн со связанными материальными и тепловыми потоками, предназначенных для разделения многокомпонентных и непрерывных смесей на заданные фракции, вместо рассмотренных выше технологических решений предлагается использовать системы сложных абсорбционных-десорб-

ционных комплексов, применение которых обещает еще большую экономию энергетических и капитальных затрат. Чтобы дать представление о структуре новых сложных разделительных систем, на рис. II-40, а показана принципиальная технологическая схема разделения ширококипящих многокомпонентных смесей в одном сложном абсорбционно-отпарном аппарате [33]. Анализ анало-

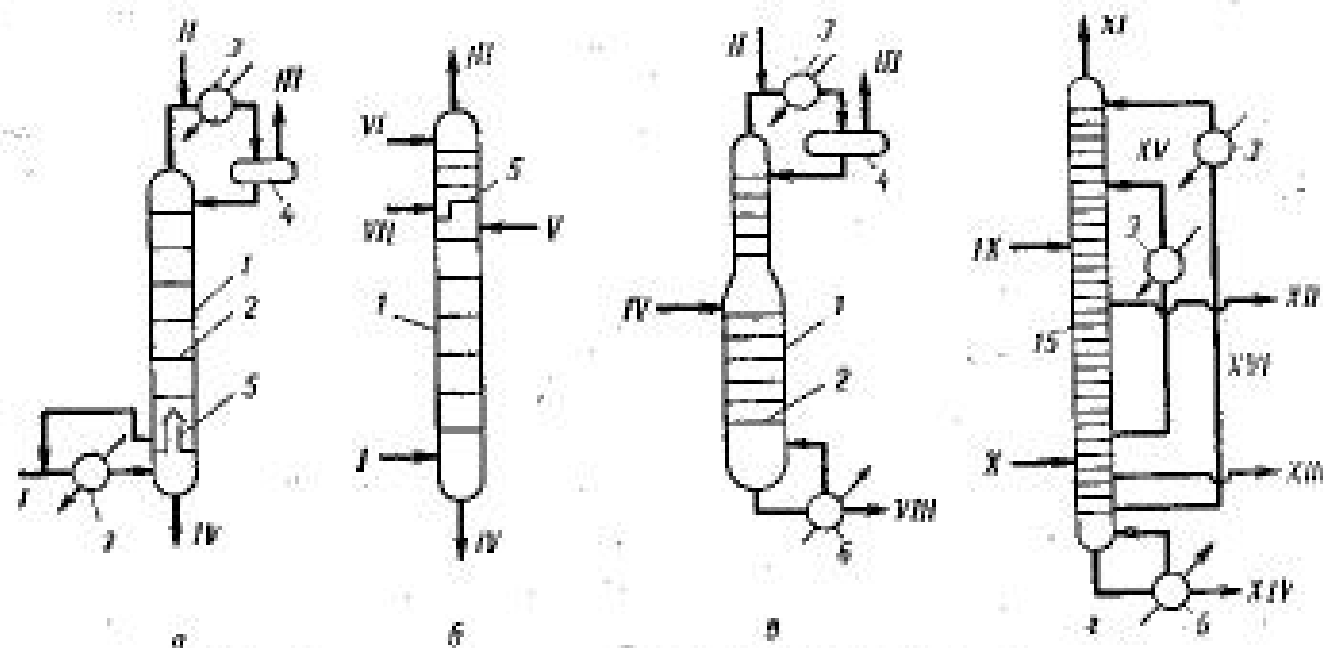


Рис. II-40. Усовершенствованные схемы абсорбции и десорбции:

а — абсорбция с предварительным насыщением тощего абсорбента с отбензиниваемым жидким газом; б — двухступенчатая абсорбция; в — абсорбция и десорбция в абсорбционно-отпарной колонне с предварительным насыщением тощего абсорбента; г — абсорбция и десорбция в сложном абсорбционно-отпарном аппарате; 1 — колонна; 2 — тарелка; 3 — холодильник; 4 — емкость-сепаратор; 5 — атлукс-прелам; 6 — кипятильник; I — выходной газ; II — тощий абсорбент; III — сухой газ; IV — насыщенный абсорбент; V — густой легкий абсорбент; VI — тощий тощий абсорбент; VII — насыщенный тощий абсорбент; VIII — пропанализированный насыщенный абсорбент; IX — H_2 , N_2 , парафиновые углеводороды $C_3 - C_4$, фр. нк — 120 °C; X — фр. нк — 250 °C; XI — H_2 , N_2 , $C_3 - C_4$; XII — фр. нк — 180 °C; XIII — фр. 150 — 230 °C; XIV — фр. > 230 °C; XV — легкий абсорбент; XVI — тяжелый абсорбент.

гичных технологических схем разделения многокомпонентных смесей по данным патентной и научно-технической литературы показывает исключительную перспективность их применения, объясняемую возможностью разделения ширококипящих смесей в одном аппарате.

Расчет процесса абсорбции в простых колоннах может быть выполнен на основе метода Кремзера и различных его модификаций, фактически являющихся разновидностью рассмотренного ранее метода характеристической температуры для расчета процесса ректификации многокомпонентных и непрерывных смесей. Применение этих методов при расчете процессов абсорбции и десорбции позволяет с достаточной для практики точностью определять количества и составы продуктов, а также необходимые расходы абсорбента или отпаривающего агента. Сравнение различных аналитических методов расчета показало, что расчет по Кремзеру дает составы продуктов, близкие к реальным, не только для тощих, но и для жирных газов.

На рис. II-41 приведены схемы абсорберов и десорбера с нанесенными обозначениями основных потоков.

Основными параметрами процесса абсорбции являются: расход тощего абсорбента L_0 , число теоретических тарелок N и степень извлечения компонентов $\varphi_{\pm 1}$

$$\varphi_{\pm 1} = \frac{V_{F1} - V_{I1}}{V_{F1}} \quad (II.97)$$

При небольшом содержании остаточных компонентов в тощем абсорбенте основные параметры процесса абсорбции связаны между собой уравнением

$$\varphi_{\pm 1} = \frac{A_1^{N+1} - A_1}{A_1^{N+1} - 1} \quad (II.98)$$

Факторы абсорбции компонентов A_i определяются при средней температуре абсорбции по верхнему или среднему сечению колонны соответственно

$$A_i = \frac{L_0}{k_i V_1} \quad (II.99)$$

$$A_i = \frac{2L_0 + V_F - V_1}{k_i (V_1 + V_F)} \quad (II.100)$$

С целью облегчения расчетов по уравнению (II.98) можно воспользоваться графиком, приведенным на рис. II-42.

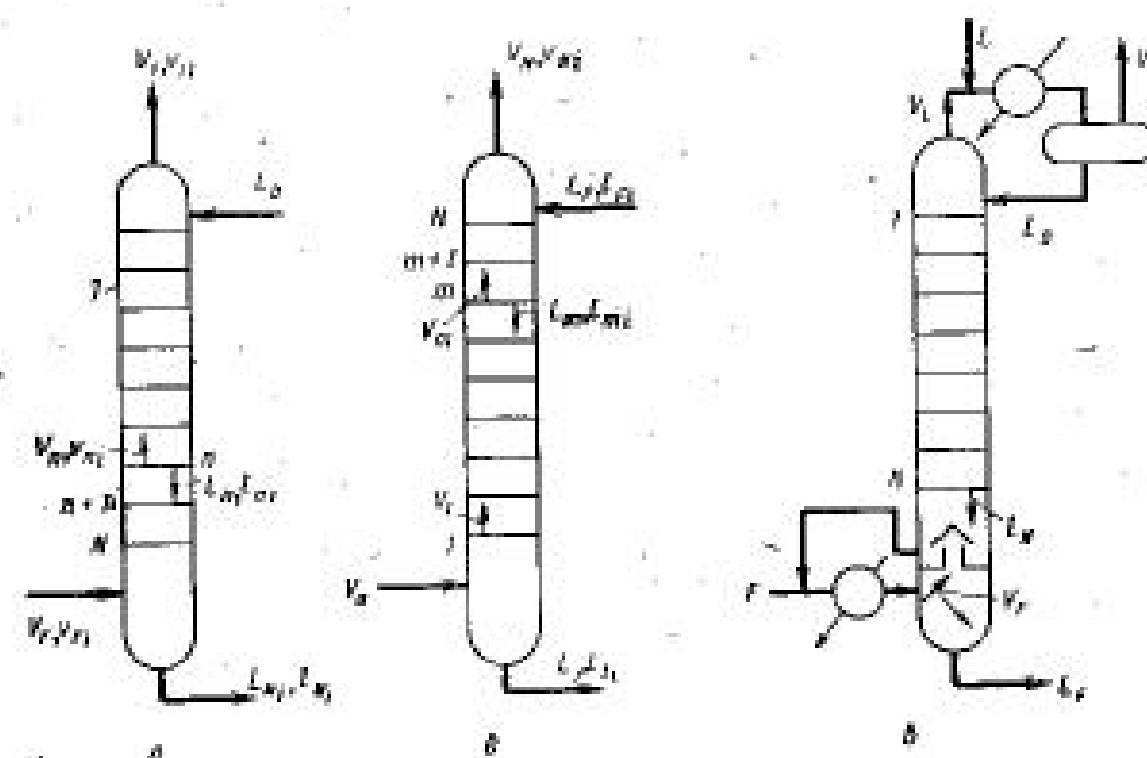


Рис. II-41. Схемы потоков в абсорбере (а), десорбере (б) и в абсорбере с предварительным насыщением тощего абсорбента с отбензиниваемым сырым газом (в): V_F — газ в абсорбер; V_0 — отпаривающий агент в десорбер; V_1 — сухой газ из абсорбера; L_0 — тощий абсорбент в десорбер; L_F — насыщенный абсорбент в десорбер; V_2 — сухой газ из абсорбера.

При расчете процесса абсорбции обычно задаются извлечением целевого компонента $\varphi_{a,1}$ и по заданному расходу абсорбента определяют необходимое число теоретических тарелок либо при заданном числе теоретических тарелок вычисляют необходимый расход абсорбента; последний расчет проводится чаще.

Опыт эксплуатации абсорбционных колонн и анализ их работы показывают, что число теоретических тарелок для процессов

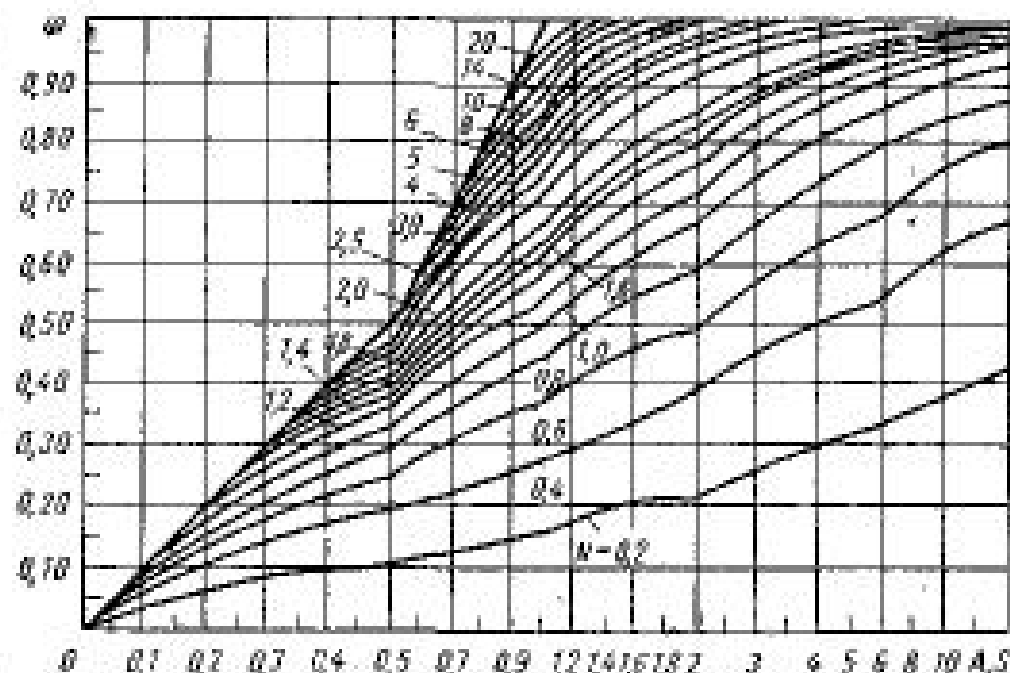


Рис. II-42. Зависимость степени извлечения φ_1 от фактора абсорбции A_1 и параметра S_L .

абсорбции углеводородных газов не должно быть более десяти.

При выборе абсорбента необходимо стремиться к тому, чтобы по природе он был подобен разделяемому газу, так как при этом абсорбент обладает наибольшей растворяющей способностью к компонентам газовой смеси. При абсорбции углеводородных газов обычно в качестве абсорбента принимают бензиновые или керосиновые фракции. При выборе абсорбента следует учитывать также его химическую стабильность, потери с сухим газом и влияние качества абсорбента на производительность колонны. Чем ниже молекулярная масса абсорбента, тем меньше его количество потребуется для получения заданного извлечения компонентов и, следовательно, тем выше может быть производительность колонны. Однако при больших скоростях газа в колонне и при более легком абсорбенте увеличиваются его потери с сухим газом.

Потери абсорбента с сухим газом можно определить из уравнения

$$v_{11} = k_1 l_{10} \frac{V_1}{L_0} \quad (\text{II.101})$$

где k_1 — константы равновесия наиболее летучих компонентов абсорбента или легкокипящих его фракций при температуре сухого газа.

Порядок расчета процесса абсорбции при заданном давлении процесса, составах, количестве и температурах Исходного газа и тощего абсорбента, заданном извлечении целевого компонента $\varphi_{a,1}$ и принятом числе теоретических тарелок будет следующим:

1. Принимается температура сухого газа, которая на $2-3^\circ$ (абсорбция газов средней жирности) или на $4-8^\circ$ (абсорбция жирных газов) превышает температуру тощего абсорбента; эффективная температура абсорбции $t_{\text{эф}}$ определяется как средняя между температурой исходного и сухого газов. При этой температуре определяются константы равновесия всех компонентов k_i .

2. По графику, приведенному на рис. II-42, определяется фактор абсорбции целевого компонента A_k . Факторы абсорбции всех компонентов A_i рассчитываются по уравнению

$$A_i = A_k \frac{k_k}{k_i} \quad (\text{II.102})$$

3. По этому же графику или по уравнению (II.98) рассчитываются степени извлечения остальных компонентов $\varphi_{a,i}$, после чего определяется количество каждого компонента в сухом газе

$$\left. \begin{aligned} v_{11} &= v_{F1} (1 - \varphi_{a,1}) \\ V_1 &= \sum_{i=1}^p v_{1i} \end{aligned} \right\} \quad (\text{II.103})$$

4. Расход тощего абсорбента находится из уравнений (II.99) и (II.100)

$$L_0 = A_k k_k V_1 \quad (\text{II.104})$$

или

$$L_0 = \frac{A_k k_k (V_F + V_1) - (V_F - V_1)}{2} \quad (\text{II.105})$$

где k_k — константа равновесия целевого компонента при средней температуре процесса абсорбции.

Расход и состав насыщенного абсорбента определяются из уравнения материального баланса процесса

$$\left. \begin{aligned} L_N &= V_F + L_0 - V_1 \\ l_{N1} &= v_{F1} + l_{01} - v_{11} \end{aligned} \right\} \quad (\text{II.106})$$

5. Температура нагрева насыщенного абсорбента определяется по уравнению

$$\Delta T = \frac{\sum l_{N1} \lambda_i - \Delta H_{\text{хол}}}{L_{0c_0}} \quad (\text{II.107})$$

где c_0 — теплоемкость тощего абсорбента; $\Delta H_{\text{хол}}$ — тепло, отдаваемое в промежуточном холодильнике.

Температура насыщенного абсорбента определяется с учетом найденной разности температур

$$T_{LN} = T_{L_0} + \Delta T \quad (II.108)$$

6. Из уравнения теплового баланса процесса определяется температура сухого газа T_{V1} , значение которой сравнивается с принятой ранее температурой. Если найденное значение температуры будет заметно отличаться от рассчитанного, необходимо повторить весь расчет, принимая новые значения температур сухого газа, до достижения удовлетворительного их совпадения.

Пример 18. Рассчитать процесс абсорбции углеводородного газа, состоящего из смеси парафиновых углеводородов и азота, % (мол.):

N_2	15	C_2	18
C_1	36	nC_3	6
C_2	22	nC_5	3

Давление в колонне $P = 1,3$ МПа, температуры исходного газа $t_{V0} = 35$ °С и тощего абсорбента $t_{L_0} = 27$ °С.

Требуется определить составы и расходы сухого газа и насыщенного абсорбента, расход тощего абсорбента, необходимый для извлечения 50% пропана в абсорбере с шестью теоретическими тарелками.

Расчет проведен на 100 моль исходного газа и отражен в табл. II.27.

1. Принимаем температуру сухого газа $t_{V1} = 27 + 8 = 35$ °С, тогда эффективная температура абсорбции будет равна $t_{эф} = 35$ °С.

2. При заданном извлечении целевого компонента $\varphi_{C_2} = 0,5$ и $N = 6$ по графику, приведенному на рис. II-42, находим $A_{C_2} = 0,5$. По уравнению (II.102) определяем факторы абсорбции A_i всех компонентов.

3. По уравнению (II.98) или по тому же графику определяем коэффициенты извлечения всех остальных компонентов φ_i , состав и расход сухого газа. В результате расчетов получено $V_1 = 77,45$ кмоль/ч.

Расчет абсорбции углеводородных газов
(к примеру 18)

ТАБЛИЦА II.27

Компонент	k_1 при $t_{cp} = 35$ °С, $P = 1,3$ МПа	A_i	$\varphi_{a,i}$	Исходный газ при t_{V0} , кмоль/ч	Сухой газ $V_1 = V_0 \times$ $\times (1 - \varphi_{a,i})$, кмоль/ч	Насыщенный абсорбент $L_1 = V_1 \times \beta_i$, кмоль/ч	Теплота абсорбции $\Delta H_a = (T_{V1} - T_{L1}) \times C_p$, кДж
N_2	50	0,010	0,01	15	14,85	0,15	—
C_1	15,7	0,031	0,03	36	34,9	1,1	2,05
C_2	2,8	0,173	0,173	22	18,2	3,80	12,2
C_3	0,97	0,5	0,5	18	9,0	9,0	33,2
nC_4	0,40	1,21	0,925	6	0,5	5,5	22,6
nC_5	0,10	4,85	1,0	3	—	3,0	14,1
Абсорбент	—	—	—	—	—	37,5	—
Итого				100	77,45	60,05	82,15

4. Число моль тощего абсорбента определяем по уравнению (II.104)

$$L_0 = 0,5 \cdot 0,97 \cdot 77,45 = 37,5 \text{ кмоль/ч}$$

Расход насыщенного абсорбента и количество извлекаемых компонентов определяем из уравнения общего материального баланса, получено $L_N = 60,05$ кмоль/ч.

5. Температуру нагрева абсорбента определяем по уравнению (II.107)

$$\Delta t = \frac{82,15 \cdot 3600}{37,5 \cdot 402} = 20 \text{ °С}$$

где $c = 402$ кДж/(кмоль·град) — удельная теплоемкость тощего абсорбента, молярная масса которого $M = 180$, а средняя температура кипения $t_{cp} = 193$ °С. Температура насыщенного абсорбента

$$t_{LN} = 27 + 20 = 47 \text{ °С}$$

Температуру сухого газа определяем из теплового баланса процесса абсорбции — $t_{V1} = 36$ °С. Таким образом, эффективная температура процесса выбрана правильно, и расчет можно считать законченным.

Расчет процесса абсорбции с предварительным насыщением тощего абсорбента и отбензиниванием сырого газа (см. рис. II-40) выполняется на основе следующего выражения [34]

$$\varphi_i = \frac{A_i (\alpha_i + A_i - \varphi_{a,i})}{A_i (\alpha_i + A_i - \varphi_{a,i}) + \alpha_i \beta_i (1 - \varphi_{a,i})} \quad (II.109)$$

определяющего общее извлечение компонентов в абсорбере, снабженном N теоретическими тарелками, одной теоретической тарелкой в узле предварительного насыщения абсорбента и одной в узле отбензинивания сырого газа.

Для процессов абсорбции с предварительным насыщением тощего абсорбента и отбензиниванием сырого газа имеем соответственно такие выражения, определяющие общее извлечение компонентов

$$\varphi_i = \frac{A_i + \varphi_{a,i} (1 - \alpha_i)}{A_i - \varphi_{a,i} + \alpha_i} \quad (II.110)$$

$$\varphi_i = \frac{A_i}{A_i + \beta_i (1 - \varphi_{a,i})} \quad (II.111)$$

В уравнениях (II.109) — (II.111) $\varphi_{a,i}$ — степень извлечения компонентов в абсорбере, определяемая уравнением (II.98); $\alpha_i = k_{a,i}/k_{1,i}$; $\beta_i = k_{a,i}/k_{1,i}$; $k_{1,i}$, $k_{2,i}$, $k_{a,i}$ — константы равновесия компонентов соответственно при средней температуре в абсорбере, температурах предварительного насыщения абсорбента и отбензинивания сырого газа.

При $\alpha_i = \beta_i = 1$ уравнения (II.109) и (II.110), (II.111) после преобразования приводятся к уравнению (II.98) с числом тарелок соответственно $(N + 2)$ и $(N + 1)$.

Расчет процесса абсорбции с предварительным насыщением тощего абсорбента или отбензиниванием сырого газа производится

при заданном давлении процесса, составах исходного газа, температурах сырого газа и в узлах предварительного насыщения и (или) отбензинивания, заданном общем извлечении целевого компонента φ_k и числе теоретических тарелок в абсорбере N . В результате расчета определяются составы и количества сухого газа и насыщенного абсорбента и расход тощего абсорбента.

Порядок расчета процесса абсорбции с предварительным насыщением тощего абсорбента приведен ниже.

1. Эффективная температура абсорбции определяется так же, как и при расчете абсорбции без предварительного насыщения абсорбента. При этой температуре, а также при температуре предварительного насыщения абсорбента определяются константы равновесия всех компонентов k_{1i} и k_{2i} .

2. При помощи уравнения (II.110) определяется фактор абсорбции целевого компонента A_k . Факторы абсорбции остальных компонентов определяются по уравнению (II.102).

3. По уравнению (II.110) рассчитываются степени извлечения остальных компонентов φ_i . Количество и состав сухого газа определяются по уравнениям

$$\left. \begin{aligned} v_{0i} &= v_{Fi} (1 - \varphi_i) \\ V_0 &= \sum_{i=1}^p v_{0i} \end{aligned} \right\} \quad (II.112)$$

4. Факторы абсорбции компонентов в узле предварительного насыщения абсорбента определяются по уравнению

$$A_i' = \frac{A_i}{\alpha_i} \quad (II.113)$$

5. Рассчитываются коэффициенты извлечения компонентов в узле предварительного насыщения

$$\varphi_i' = \frac{A_i'}{1 + A_i'} \quad (II.114)$$

6. Количество остальных компонентов в абсорбенте, поступающем в абсорбер из узла предварительного насыщения, определяется по уравнению

$$l_{0i} = \frac{\varphi_i'}{1 - \varphi_i'} v_{0i} \quad (II.115)$$

Количество и состав газа, поступающего из абсорбера в узел предварительного насыщения, находятся по уравнениям

$$\left. \begin{aligned} v_{1i} &= v_{0i} + l_{0i} \\ V_1 &= \sum_{i=1}^p v_{1i} \end{aligned} \right\} \quad (II.116)$$

7. Количество предварительно насыщенного абсорбента L_0 , поступающего на верх абсорбера, определяется по уравнениям (II.104) и (II.105).

Количество тощего абсорбента L находится уже как разность между найденным значением L_0 и общим количеством остаточных компонентов в абсорбенте $\sum l_{0i}$, поступающем в абсорбер из узла предварительного насыщения

$$L = L_0 - \sum_{i=1}^p l_{0i} \quad (II.117)$$

Дальнейший расчет выполняется аналогично описанному ранее расчету процесса абсорбции без предварительного насыщения абсорбента.

Порядок расчета процесса абсорбции с предварительным отбензиниванием сырого газа состоит в следующем.

1. Определяется эффективная температура процесса абсорбции как среднее значение температур потоков газа, уходящего с верхней тарелки абсорбера (t_{v1}) и поступающего на нижнюю тарелку (t_{vF}). При эффективной температуре, а также при температуре предварительного отбензинивания определяются константы равновесия всех компонентов k_{1i} и k_{2i} .

2. При помощи уравнения (II.111) определяется фактор абсорбции целевого компонента A_k . Факторы абсорбции остальных компонентов определяются по уравнению (II.102).

3. По уравнению (II.111) рассчитываются степени извлечения всех остальных компонентов φ_i . Состав и количество сухого газа определяются по уравнениям (II.103) при $\varphi_{ki} = \varphi_i$.

4. Рассчитываются факторы абсорбции компонентов в узле предварительного отбензинивания сырого газа

$$A_i'' = \frac{A_i}{\beta_i} \quad (II.118)$$

5. Рассчитываются коэффициенты извлечения компонентов в узле предварительного отбензинивания

$$\varphi_i'' = \frac{A_i''}{1 + A_i''} \quad (II.119)$$

6. Находятся состав и количество насыщенного абсорбента, уходящего из абсорбера

$$\left. \begin{aligned} l_{Fi} &= f_i - v_{1i} \\ L_F &= \sum_{i=1}^p l_{Fi} \end{aligned} \right\} \quad (II.120)$$

а также состав и количество газа, поступающего в абсорбер из уана предварительного отбензинивания сырого газа

$$\left. \begin{aligned} v_{Fi} &= \frac{1 - \Phi_i^*}{\Phi_i^*} \\ V_F &= \sum_{i=1}^p v_{Fi} \end{aligned} \right\} \quad (11.121)$$

Дальнейший расчет Процесса, включая определение количества тощего абсорбента, Производится аналогично расчету обычного процесса абсорбции.

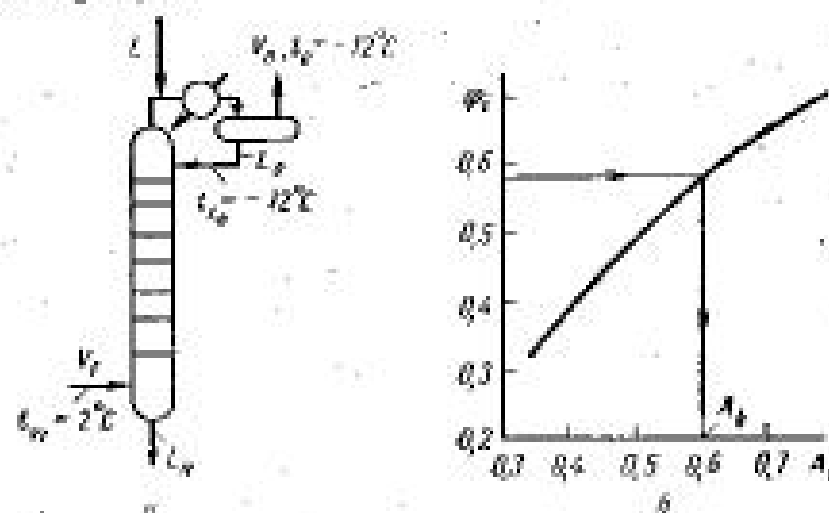


Рис. 11-43. Схема абсорбции (α) и графическое определение фактора абсорбции (β) (в примере 19).

Пример 19. Рассчитать процесс абсорбции природного газа, состоящего из смеси нафтеновых углеводородов с азотом и двуокисью углерода, в абсорбере с предварительным насыщением тонкого абсорбента (рис. 11-43, а) при следующих исходных данных [35]: $P = 4,9$ МПа, $t_{VV} = 2$ °C; $t_{L_0} = -t_{V_0} = -12$ °C; $\varphi_{O_2} = 0,575$ и $N = 4$. Состав и расход исходного газа в кмоль/сутки:

CO ₂	101,2	HC ₂	104,7
N ₂	444,9	HC ₃	21,6
C ₁	17950,6	HC ₄	10,1
C ₂	3999,8	C ₄	3,2
C ₃	737,5	C ₅₊	0,3
HC ₁	65,0		

В результате расчета необходимо определить состав и количество сухого газа $u_{\text{д}}$, состав и количество выдыхенного абсорбента $l_{\text{вд}}$, L_N и расход тонного абсорбента L .

Расчет. Основные результаты приведенного ниже расчета представлены в табл. II.28.

1. Принимаем, что температура газа, уходящего с верхней тарелки абсорбера, на 2° выше температуры предварительно насыщенного абсорбента $t_{\text{г}} = -10^\circ\text{C}$ и определяем эффективную температуру абсорбции

$$t_1 = \frac{-10 + 2}{2} = -4^\circ\text{C}$$

ТАБЛИЦА 11.28

Растет абсорбции природного газа с предварительным насыщением жидкого абсорбента (к примеру H_2O)

Компо- нент	$\frac{q_{1i}}{Q_{10}}$ критерий устойч.	$\frac{Q_{10}}{Q_{10} - Q_{1i}}$ $\frac{Q_{10}}{Q_{10} - Q_{1i}}$	$\frac{h_{2i}}{Q_{10} - Q_{1i}}$	A_i	A_i'	φ_i	φ_i'	$\frac{P_{10}}{P_{10} - P_{1i}}$ устойч.	$\frac{h_{1i}}{P_{10} - P_{1i}}$ устойч.	$\frac{P_{1i}}{P_{10} - P_{1i}}$ устойч.	$\frac{h_{1i}}{P_{10} - P_{1i}}$ устойч.
CO ₂	101,9	0,58	0,800	0,188	0,21	0,188	0,1736	8285	17,37	100,22	19,05
N ₂	444,9	12,9	0,945	0,00845	0,00885	0,00845	0,00885	441,15	3,96	445,11	3,75
C ₁	17950,8	3,435	0,103	0,0318	0,0342	0,0318	0,033	17379,6	580,0	17869,6	571,0
C ₂	3390,8	0,616	0,885	0,177	0,20	0,177	0,1685	2797,8	556,0	3353,8	602,0
C ₃	737,5	0,135	0,821	0,589	0,717	0,575	0,418	313,1	225,0	538,1	424,4
nC ₄	65,0	0,0405	0,795	1,503	1,70	0,935	0,63	4,25	7,23	11,48	60,73
iC ₄	104,7	0,0583	0,784	1,84	2,345	0,984	0,7	1,9	4,44	6,34	102,8
								$\Sigma = 1404,0$			
nC ₅	21,0	0,0202	—	4,16	—	1,0	—	—	—	—	21,6
nC ₆	10,1	0,0205	—	5,32	—	1,0	—	—	—	—	10,1
nC ₇	3,2	0,0076	—	14,35	—	1,0	—	—	—	—	3,2
C ₇₊	0,3	0,00109	—	100,0	—	1,0	—	—	—	—	0,3
Азотсоединения	—	0,00054	—	202,0	—	1,0	—	—	858,53	—	—
Итого	22839,6	—	—	—	—	—	—	21020,65	2262,53	22434,65	1819,95

При этой температуре, а также при температуре предварительного насыщения абсорбента $t_2 = -12^\circ\text{C}$ определяем константы равновесия всех компонентов k_1 и k_2 (см. табл. II, 28). В таблицу записываем значения констант k_i только тех компонентов, для которых $\varphi_i < 1$. Константы равновесия найдены при помощи номограмм *NGPA*.

2. Из уравнения (II.109) при $\varphi_{C_2} = 0,575$, $N = 4$ и $\beta_{C_2} = 0,452 : 0,185 = 0,823$ методом последовательного приближения или графическим путем, построив предварительно зависимость $\varphi_i = \varphi_i(A_i)$ (см. рис. II-43, б), находим $A_{C_2} = 0,589$. Отметим, что искомое значение A_k обычно находится близко к заданному значению φ_k , так как при $N \rightarrow \infty$ $\varphi_k = A_k$.

Факторы абсорбции остальных компонентов определяем по уравнению (II.102). Так, например, для HC_4 имеем

$$A_{\text{HC}_4} = 0,589 \frac{0,185}{0,0805} = 1,353$$

3. По уравнению (II.110) определяем коэффициенты извлечения всех компонентов. Например, для HC_4 имеем

$$\varphi_{\text{HC}_4} = \frac{1,353 - 1,353}{1,353 - 1} = 0,9$$

$$\beta_{\text{HC}_4} = \frac{0,064}{0,0805} = 0,795$$

$$\varphi_{\text{C}_2} = \frac{1,353 - 0,9(1 - 0,795)}{1,353 - 0,9 + 0,795} = 0,035$$

Количество и состав сухого газа определяем по уравнению (II.112). Например, для C_2 имеем

$$v_{\text{C}_2} = 735,5(1 - 0,575) = 313,1 \text{ кмоль/сутки}$$

а расход сухого газа получаем (см. табл. II, 28) равным

$$V_g = 21\,020,65 \text{ кмоль/сутки}$$

4. Определяем факторы абсорбции компонентов в узле предварительного насыщения абсорбента. Например, для C_2 имеем

$$A_{\text{C}_2} = \frac{0,589}{0,823} = 0,717$$

5. По уравнению (II.114) определяем коэффициенты извлечения φ'_i . Например, для C_2 имеем

$$\varphi'_{\text{C}_2} = \frac{0,717}{1 + 0,717} = 0,418$$

Затем находим количество компонентов, извлеченных в узле предварительного насыщения абсорбента $\sum l_{0i} = 1404 \text{ кмоль/сутки}$ (см. табл. II, 28), состав и расход газа, поступающего из абсорбера в узел предварительного насыщения абсорбента, определяем по уравнению (II.116). Например, для C_2 имеем

$$v_{\text{C}_2} = 313,1 + 225 = 538,1 \text{ кмоль/сутки}$$

и общий расход газа оказывается равным $V_1 = 22424,65 \text{ кмоль/сутки}$.

6. Определяем количество остаточных компонентов в абсорбенте l_{0i} , поступающем в абсорбер, по уравнению (II.115). Например, для C_2 имеем

$$l_{0, \text{C}_2} = \frac{0,418}{1 - 0,418} \cdot 313,1 = 225 \text{ кмоль/сутки}$$

Общее количество остаточных компонентов равно $\sum l_{0i} = 1404 \text{ кмоль/сутки}$.

7. Количество предварительно насыщенного абсорбента определяем по уравнению (II.105)

$$L_0 = \frac{0,589 \cdot 0,185 (22\,839,6 + 22\,424,65 - 22\,839,6 - 22\,424,65)}{2} = 2262,53 \text{ кмоль/сутки}$$

Количество тощего абсорбента определяем по уравнению (II.117)

$$L = 2262,53 - 1404 = 858,53 \text{ кмоль/сутки}$$

Дальнейший расчет процесса абсорбции с определением температур потоков t_{V1} и t_{LN} показал, что эффективная температура ($t_{\text{эф}} = -4^\circ\text{C}$) выбрана правильно.

Расчет процесса десорбции (отпарки) газов из насыщенного абсорбента выполняется с помощью аналогичных уравнений. Отношение количества извлеченного компонента к первоначальному содержанию его в насыщенном абсорбенте называется коэффициентом извлечения или относительным извлечением компонента из жидкости

$$\varphi_{Li} = \frac{l_{Pi} - l_{Li}}{l_{Pi}} \quad (\text{II.122})$$

При десорбции (отпарке) из компонентов насыщенного абсорбента водяным паром, инертным газом или отпаривающим агентом с небольшим содержанием остаточных компонентов, например, сухим газом из абсорбера, параметры процесса разделения связаны следующим уравнением

$$\varphi_{Li} = \frac{S_i^{N+1} - S_i}{S_i^{N+1} - 1} \quad (\text{II.123})$$

в котором факторы отпарки определяются выражением

$$S_i = \frac{k_i V_0}{L_i} \quad (\text{II.124})$$

где k_i — константа равновесия компонентов при эффективной температуре десорбции (отпарки).

Порядок расчета процесса десорбции (отпарки) при заданных давлении процесса, составе, количестве и температуре насыщенного абсорбента и отпаривающего агента, заданном извлечении целевого компонента φ_{Li} и принятом числе теоретических тарелок N будет следующим.

1. Принимается, что температуры отпаренного газа на несколько градусов выше температуры исходного насыщенного

абсорбента; эффективная температура процесса $t_{\text{эф}}$ определяется как средняя между температурами отпаривающего газа и отпаренных фракций. При эффективной температуре определяются константы равновесия всех компонентов k_i .

2. По графику, приведенному на рис. II-42, определяется фактор отпарки целевого компонента S_k , факторы отпарки остальных компонентов S_i рассчитываются по уравнению

$$S_i = S_k \frac{k_i}{k_k} \quad (\text{II.125})$$

3. По графику на рис. II-42 или по уравнению (II.123) рассчитываются степени извлечения остальных компонентов φ_{Ai} и определяется количество каждого компонента в отпаренном тощем абсорбенте и расход уходящего снизу колонны абсорбента

$$\left. \begin{aligned} l_{Ai} &= l_{Ai} (1 - \varphi_{Ai}) \\ L_1 &= \sum_{i=1}^p l_{Ai} \end{aligned} \right\} \quad (\text{II.126})$$

4. Расход газа, уходящего с нижней тарелки десорбера, определяется по уравнению

$$V_1 = S_k k_k L_1 \quad (\text{II.127})$$

где k_k — константа равновесия целевого компонента при эффективной температуре процесса десорбции.

5. Определяется температура, до которой охлаждается уходящий снизу колонны абсорбент

$$\Delta t = \frac{\sum \varphi_{Ai} l_{Ai} \lambda_i - \Delta H_{\text{тепл}}}{L c_F} \quad (\text{II.128})$$

где c_F — теплоемкость насыщенного абсорбента; $\Delta H_{\text{тепл}}$ — тепло, отводимое в промежуточном теплообменнике.

Температура уходящего (тощего) абсорбента определяется с учетом найденной разности температур

$$t_{L1} = t_{LF} - \Delta t \quad (\text{II.129})$$

6. Потребный расход отпаривающего газа определяется по уравнению

$$V_0 = V_1 \left(1 - \frac{p_{V1}}{P} \right) \quad (\text{II.130})$$

где p_{V1} — давление насыщенных паров отпаренных фракций внизу колонны при $t = t_{L1}$.

Общий расход отпаренных фракций определяется из уравнения материального баланса процесса

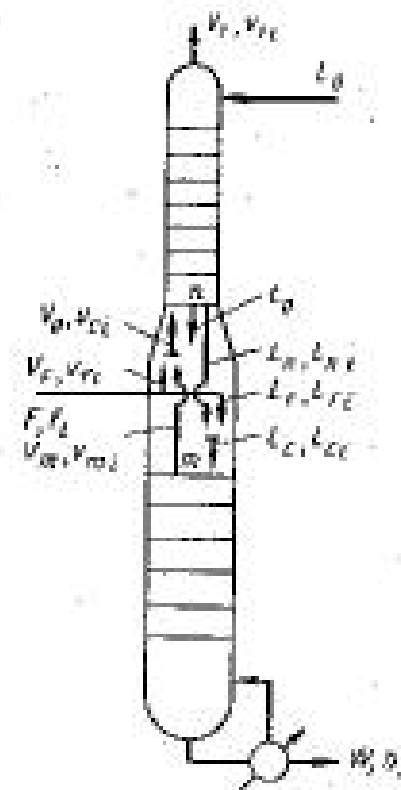
$$V_N = L_F + V_0 - L_1 \quad (\text{II.131})$$

7. Из уравнения теплового баланса процесса определяется температура $t_{\text{вх}}$ отпаренных фракций вверху аппарата, которая сравнивается с принятой ранее температурой. Если значения их

будут значительно расходиться, принимается новое значение температуры $t_{\text{вх}}$ и расчет повторяется вплоть до удовлетворительного совпадения этих температур.

Если поглощенные компоненты десорбируются в отпарной колонне путем нагрева и испарения остатка, то расчет процесса десорбции выполняется по методике, изложенной в п. 6 данной главы.

Рис. II-44. Схемы потоков в абсорбционно-отпарной колонне.



На основе большого опыта работы промышленных аппаратов десорбции легких углеводородов из широких нефтяных фракций (насыщенного абсорбента) принимаемое для них число теоретических тарелок обычно не превышает десяти.

Расчет процессов абсорбции и десорбции в абсорбционно-отпарной колонне. Абсорбционно-отпарная колонна (АОК) предназначена для деметанизации или дестанизации широких нефтяных фракций. Например, при дестанизации насыщенного абсорбента в верхней части такой колонны происходит главным образом абсорбция тяжелых компонентов из газа (C_{3+}), а в нижней части — в основном десорбция (отпарка) легких углеводородов ($C_1 - C_2$). Работа колонны возможна с предварительным насыщением тощего абсорбента или без такового. В первом случае условия разделения в АОК приближаются к процессу ректификации, однако наличие высококипящих компонентов вверху колонны существенным образом влияет на режим и условия ее работы, поэтому расчет процесса разделения необходимо проводить по аналогии с расчетом процессов абсорбции и десорбции, а не ректификации.

На рис. II-44 изображена схема абсорбционно-отпарной колонны с нанесенным обозначением основных внешних и внутренних потоков в секции питания колонны.

Применение излагаемой ниже методики дает вполне удовлетворительное совпадение расчетных и фактических составов и расходов сухого газа и тощего абсорбента.

Расчет АОК производится с целью определения количества и состава получаемых продуктов (сухого газа V_1 и отпаренного насыщенного абсорбента W) и определения количества тощего абсорбента L_0 . Исходными данными для расчета являются: состав сырья и его температура, температура тощего абсорбента, давление в колонне, число теоретических тарелок в абсорбционной N_1 и десорбционной N_2 частях, четкость разделения по ключевым компонентам.

В качестве ключевых компонентов при деэтаннизации принимают этан (этилен) и пропан (пропилен). Технологическими условиями процесса обычно определяются заданные содержания этана в нижнем продукте (Z_{C_2}) и извлечение пропана в нижний продукт $|Z_{C_3}|$.

$$Z_{C_2} = \frac{b_1}{b_h} \quad (II.132)$$

$$Z_{C_3} = \frac{b_h}{I_{C_3, h} + v_{f, h}} \quad (II.133)$$

Предварительно следует задаться коэффициентом извлечения пропана в абсорбционной части колонны $\varphi_{a, h}$, коэффициентом извлечения этана $\varphi_{a, 1}$ в отпарной части колонны и средними температурами абсорбции и отпарки

$$t_{ср. з} = \frac{t_{L_0} + t_{L_{\pi}}}{2} \quad (II.134)$$

$$t_{ср. д} = \frac{t_{ср. з} + t_W}{2}$$

Расчет проводится следующим образом. По заданному извлечению $\varphi_{a, 1}$ и принятому числу теоретических тарелок N_1 при помощи графика, приведенного на рис. II-42, определяют факторы абсорбции и отпарки тяжелого (A_h) и легкого (S_1) ключевых компонентов. На основе полученных величин вычисляют факторы абсорбции и отпарки всех остальных компонентов по уравнениям (II.101) и (II.125), а затем по уравнениям (II.98) и (II.123) или по графику, приведенному на рис. II-42, и числу теоретических тарелок определяют коэффициенты извлечения при абсорбции и десорбции всех остальных компонентов ($\varphi_{a, i}$ и $\varphi_{d, i}$). Далее по уравнениям (II.49) и (II.50) определяют долю отгона сырья в секции питания колонны и составы образовавшихся фаз $v_{F, i}$ и $I_{F, i}$. Затем находят составы и количества суммарной жидкости, поступающей в отпарную секцию колонны

$$I_{C, i} = \frac{I_{F, i} + v_{F, i} \varphi_{a, i}}{1 - \varphi_{a, i} \varphi_{d, i}} \quad (II.135)$$

остальных потоков в секции питания

$$\left. \begin{aligned} v_{m, i} &= I_{C, i} \varphi_{d, i} \\ v_{C, i} &= v_{F, i} + v_{m, i} \\ I_{m, i} &= v_{C, i} \varphi_{a, i} \end{aligned} \right\} \quad (II.136)$$

и внешних потоков колонны

$$\left. \begin{aligned} v_i &= v_{C, i} - I_{m, i} \\ b_i &= I_{C, i} - v_{m, i} \end{aligned} \right\} \quad (II.137)$$

Температуры суммарного газа, поступающего в абсорбционную часть колонны $t_{V, C}$, отпаренного газа, уходящего из отпарной секции колонны $t_{V, m}$, и отпаренного насыщенного абсорбента t_W определяются обычным путем по уравнениям изотерм.

Расход тощего абсорбента рекомендуется определять по уравнениям

$$L_0 = A_h k_h V_C - \sum_{i=1}^n I_{m, i} \quad (II.138)$$

или

$$L_0 = A_h k_h V_1 \quad (II.139)$$

Полученные в результате расчетов величины Z_{C_2} , Z_{C_3} , $t_{ср. з}$ и $t_{ср. д}$ сравнивают с принятыми в начале расчета. При появлении значительных расхождений принимают новые значения и расчет повторяют сначала.

Пример 20. Выполнить технологический расчет абсорбционно-отпарной колонны, предназначенной для деэтаннизации насыщенного абсорбента следующего состава, % (моль):

CH_4	2,35	nC_5H_{12}	7,38
C_2H_6	5,84	nC_6H_{14}	6,08
C_3H_8	10,92	Тощий абсорбент	
		($M=200$)	61,43

Давление в колонне $P = 1$ МПа, температура сырья $t_F = 47^\circ C$, температура тощего абсорбента $t_{L_0} = 26^\circ C$.

Требуется определить количества и составы получаемых продуктов (сухого газа и деэтаннизированного насыщенного абсорбента) при заданном содержании этана в нижнем продукте $Z_{C_2} = 0,04$ и заданном извлечении пропана в нижний продукт $Z_{C_3} = 0,9$ в колонне с восемью теоретическими тарелками в абсорбционной части и десятью теоретическими тарелками в отпарной части.

Расчет. Принимаем:

$$\varphi_{a, C_2} = 0,84 \quad \varphi_{d, C_2} = 0,92$$

$$t_{ср. з} = 45^\circ C \quad t_{ср. д} = 90^\circ C$$

Расчет проведен на 100 моль исходного сырья и отражен в табл. II.29.

Компонент	Абсорбционная часть колонны			Отпарная часть колонны			Сырье (насыщенный абсорбент), кмоль/ч		Внутренние потоки, кмоль/ч				Внешние потоки, кмоль/ч	
	k_1 при $t_{\text{ср. а}} = 43^\circ\text{C}$; $P = 1$ МПа	A_1	ψ_{n1}	k_2 при $t_{\text{ср. в}} = 135^\circ\text{C}$; $P = 1$ МПа	B_1	ψ_{n2}	x_{F1}	y_{F1}	I_{01}	$P_{\text{вн1}}$	P_{01}	I_{n1}	y_{11}	b_1
CH_4	25	0,052	0,0518	36	5,02	1,0	2,35	1,67	1,90	1,90	2,43	0,13	2,35	—
C_2H_6	4	0,326	0,326	7,3	1,02	0,816	5,84	5,48	7,92	7,25	7,61	2,48	5,43	0,67
C_3H_8	1,5	0,873	0,836	2,7	0,36	0,378	16,92	16,53	24,60	9,50	9,70	8,10	1,60	15,30
$n\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,54	2,4	1,0	1,3	0,185	0,185	7,38	7,32	9,06	1,83	1,74	1,74	—	7,38
$n\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,181	7,2	1,0	0,5	0,068	0,0683	6,08	6,06	6,53	0,45	0,47	0,47	—	6,08
Абсорбент	—	—	—	—	—	—	61,43	61,43	61,43	—	—	15,83	—	77,26
Итого	—	—	—	—	—	—	100	98,48	111,34	20,48	22,00	28,75	9,08	108,83

Факторы, абсорбции и отпарки, а также коэффициенты извлечения и отпарки всех компонентов определяем в соответствии с описанной ранее методикой, примененной при расчете абсорбционной колонны.

При помощи уравнений (II.49), (II.50) определяем долю отгона сырья в секции питания колонны и составы v_{P1} и I_{P1} образовавшихся фаз (см. рис. II-44). Составы и количества внутренних потоков в секции питания колонны и внешних потоков колонны определяем по уравнениям (II.135) — (II.137). В качестве примера приведем указанные расчеты для этана (в кмоль/ч):

$$I_{C_2, C_2} = \frac{5,48 + 0,36 \cdot 0,326}{1 - 0,326 \cdot 0,916} = 7,92$$

$$v_{m, C_2} = 7,92 \cdot 0,916 = 7,25$$

$$v_{C_2, C_2} = 0,36 + 7,25 = 7,61$$

$$I_{n, C_2} = 7,61 \cdot 0,326 = 2,48$$

$$v_{1C_2} = 7,61 - 2,48 = 5,13$$

$$b_{C_2} = 7,92 - 7,25 - 0,67$$

Результаты аналогичных расчетов для всех компонентов представлены в табл. II.29.

Количество тонкого абсорбента L_0 определяем по уравнению (II.138)

$$L_0 = 0,873 \cdot 1,5 \cdot 22 - 12,92 = 15,83 \text{ кмоль/ч}$$

Проверим правильность принятых в начале расчета величин

$$Z_{C_2} = \frac{0,67}{15,3} = 0,0436$$

$$Z_{C_2} = \frac{15,3}{16,92} = 0,906$$

По заданным составам потоков жидкости, стекающей с нижних тарелок концентрационной и отгонной частей колонны (I_{n1} и b_1), определяем температуры $t_{L_n} = 43^\circ\text{C}$ и $t_W = 135^\circ\text{C}$; при этом средние температуры абсорбции и отпарки будут равны

$$t_{\text{ср. а}} = \frac{26 + 63}{2} = 44,5^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{ср. в}} = \frac{44,5 + 135}{2} = 90^\circ\text{C}$$

Поскольку сравнение полученных значений извлечений ключевых компонентов с заданными, а также принятых средних температур абсорбции и отпарки с величинами, полученными в результате расчетов, показывает достаточно хорошую сходимость, расчет считаем законченным.

9. ЧИСЛЕННЫЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ И АБСОРБЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Рассмотрим основы численных методов расчета процессов ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей на ЭВМ; для более подробного ознакомления с ними необходимо обратиться к специальной литературе [36—38].

Численные методы расчета процессов ректификации и абсорбции различаются выбором независимых переменных, способом решения общей системы уравнений и способом сходимости.

Наибольшее распространение в настоящее время получил метод Тилла и Геддеса, обеспечивающий раздельное определение концентраций каждого компонента последовательно на всех тарелках колонны; в качестве независимых переменных принимается распределение температур и потоков по тарелкам колонны. Значительно реже применяется метод Льюиса и Маттесона, предусматривающий одновременное определение концентраций всех компонентов последовательно на каждой тарелке колонны; независимыми переменными являются составы продуктов разделения. Последний метод расчета называют потарелочным, поэтому в отличие от него первый метод расчета будем называть покомпонентным. Кроме отмеченных методов за последнее время большое внимание уделяется также разработке различных модификаций релаксационного метода, в котором независимыми переменными являются не только потоки, но и их составы на всех тарелках колонны.

В различных методах расчета используется раздельное или одновременное решение уравнений системы.

Способы сходимости численных методов расчета обеспечивают не только уменьшение времени счета, но и устойчивость решения, т. е. надежность алгоритма.

Рассмотрим наиболее распространенные способы обработки вычисленных значений переменных при очередном приближении, обеспечивающие нахождение искомого решения (сходимость задачи).

Способ простых итераций. Вычисленные значения используются в качестве исходных данных для последующего приближения. Способ обеспечивает медленную сходимость либо вообще не приводит к сходимости и поэтому применяется редко.

Метод секущих (линейное интерполирование). Последующие значения находят на основе двух предыдущих по одному из уравнений

$$x^{q+2} = x^{q+1} + \frac{f(x^{q+1})}{f(x^{q+1}) - f(x^q)} (x^q - x^{q+1}) \quad (\text{II.140})$$

$$x^{q+2} = x^{q+1} + a (x^q - x^{q+1}) \quad (\text{II.141})$$

при постоянном значении коэффициента $a \leq 1$.

Метод Маллера (нелинейное интерполирование). В качестве секущей используется квадратичная зависимость — кривая, проходящая через три точки рассматриваемой функции $f(x)$. Для начальных условий принимают точки x_1, x_2, x_3 . Интерполяционная формула имеет вид

$$x^q = x^{q-1} + (x^{q-1} - x^{q-2}) d^q \quad (\text{II.142})$$

где

$$d^q = \frac{-2f(x^{q-1})(1+d^{q-1})}{b \pm \sqrt{b^2 - 4f(x^{q-1})d^{q-1}(1+d^{q-1})}}$$

$$d_3 = \frac{x_3 - x_2}{x_2 - x_1}$$

$$b = f(x^{q-2})(d^{q-1})^2 - f(x^{q-2})(1+d^{q-1})^2 + f(x^{q-1})(1+2d^{q-1})$$

$$c = f(x^{q-2})d^{q-1} - f(x^{q-2})(1+d^{q-1}) + f(x^{q-1})$$

В процессе расчетов x^{q-1} заменяется на x^q и расчет повторяется до получения заданной сходимости.

Метод Ньютона (метод касательных). По этому методу предлагается следующая интерполяционная формула

$$x^{q+1} = x^q - \frac{f(x^q)}{f'(x^q)} \quad (\text{II.143})$$

Успешное применение данного метода зависит от правильного выбора начальных значений x^q и проведения анализа зависимости $f(x^q) = 0$ в окрестностях корня. Метод Ньютона дает быструю сходимость, однако не всегда обеспечивает решение задачи.

Метод Ньютона — Рафсона является распространением метода касательных на систему уравнений с несколькими переменными, например, $f_1(x, y) = 0$ и $f_2(x, y) = 0$. Последующие значения аргументов x^{q+1} и y^{q+1} определяют, решая следующую систему уравнений

$$\left. \begin{aligned} f_1 + \frac{\partial f_1}{\partial x} \Delta x^{q+1} + \frac{\partial f_1}{\partial y} \Delta y^{q+1} &= 0 \\ f_2 + \frac{\partial f_2}{\partial x} \Delta x^{q+1} + \frac{\partial f_2}{\partial y} \Delta y^{q+1} &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (\text{II.144})$$

где

$$\Delta x^{q+1} = x^{q+1} - x^q \quad \Delta y^{q+1} = y^{q+1} - y^q$$

В уравнениях (II.144) функции $f_1(x, y)$, $f_2(x, y)$ и их производные определяются при $x = x^q$ и $y = y^q$. Так же как и в методе Ньютона, в каждом конкретном случае необходимо исследовать начальные значения и поведение функции в окрестностях корня.

Покомпонентный метод расчета процессов ректификации и абсорбции в простых и сложных колоннах. Вначале рассмотрим алгоритм численного расчета процессов ректификации и абсорбции идеальных многокомпонентных смесей в условиях равновесного контакта фаз. С целью сокращения записи излагаемого далее материала общую систему уравнений запишем для колонны, состоящей из N одинаковых ступеней, выражая покомпонентные потоки через мольные расходы компонентов.

При покомпонентном методе уравнения материального баланса решаются аналитически совместно с уравнениями фазового равновесия, а уравнения теплового баланса решаются совместно

с уравнениями общего материального баланса. В результате указанных преобразований общая система уравнений математического описания процесса разделяется записывается следующим образом

$$-l_{n+1,i} + (1 + S_{ni}) l_{ni} - S_{n-1,i} l_{n-1,i} = F_n z_{ni} \quad (\text{II.145})$$

$$\sum_i (S_{ni} - 1) l_{ni} = 0 \quad (\text{II.146})$$

или

$$\sum_i l_{ni} - L_n = 0 \quad (\text{II.147})$$

$$\begin{aligned} & \sum_i [S_{n+1,i} \bar{H}_{n,n+1,i} l_{n+1,i} + \bar{H}_{n,n-1,i} l_{n-1,i} - \\ & - (S_{ni} \bar{H}_{n,ni} + \bar{H}_{n,ni}) l_{ni}] = 0 \end{aligned} \quad (\text{II.148})$$

В уравнениях (II.145) — (II.148) $i = 1, 2, \dots, M$; $n = 1, 2, \dots, N$

$$\begin{aligned} S_{n-1,i} &= k_{n-1,i} V_{n-1} / L_{n-1} \\ S_{ni} &= k_{ni} V_n / L_n \\ S_{n+1,i} &= k_{n+1,i} V_{n+1} / L_{n+1} \\ V_{n-1} &= V_1 + L_{n-2} - L_0 \\ V_n &= V_1 + L_{n-1} - L_0 \\ V_{n+1} &= V_1 + L_n - L_0 \end{aligned} \quad (\text{II.149})$$

При раздельном решении уравнений (II.145) — (II.149) наибольшее распространение получили алгоритмы расчета, изображенные на рис. II-45, а, б. В соответствии с приведенными блок-схемами используется следующий порядок расчета. Для первого приближения задаются значениями потоков и температур по высоте аппарата. При заданных значениях L_n и T_n уравнения (II.145) становятся линейными относительно молярных потоков l_{ni} и поэтому легко решаются известными методами линейной алгебры, например, методом исключения Гаусса. По найденным значениям l_{ni} в одном алгоритме (рис. II-45, а) из уравнений изотермы жидкой фазы (II.146) определяются температуры T_n и, наконец, из уравнений (II.148) — потоки L_n . По другому алгоритму (рис. II-45, б) после определения потоков l_{ni} в результате решения уравнений (II.145) определяются потоки L_n по уравнениям (II.147) и из уравнений (II.148) методом Ньютона определяются температуры T_n . При определении температур и потоков для очередного приближения в описанных алгоритмах используются методы простых итераций или линейной интерполяции. В качестве критерия сходимости расчета в обоих алгоритмах принимается ограничение, накладываемое на среднюю дисперсию температур $\sigma_{\Delta T}^2$.

Первый алгоритм неоднократно использовался для расчета процесса ректификации близкокипящих многокомпонентных сме-

сей, второй — для расчета процессов абсорбции и ректификации ширококипящих многокомпонентных смесей. Предпочтительность указанных областей применения этих алгоритмов объясняется тем, что более четко температуры потоков контролируются в первом случае изменением констант равновесия компонентов, а во втором — изменением энтропийных потоков. Действительно, с изменением температуры константы равновесия тяжелых компонентов

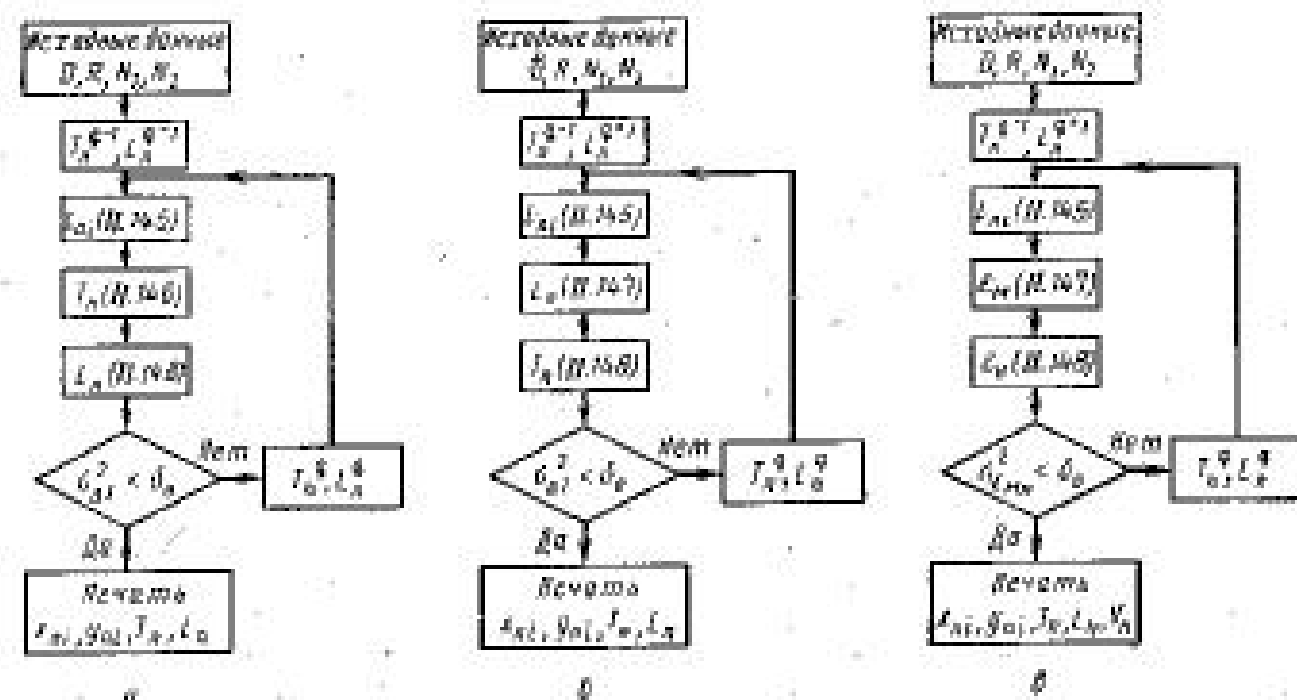


Рис. II-45. Блок-схемы последовательного расчета ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей промиссионным методом с раздельным (а), (б) и совместным (в) решением общей системы уравнений;

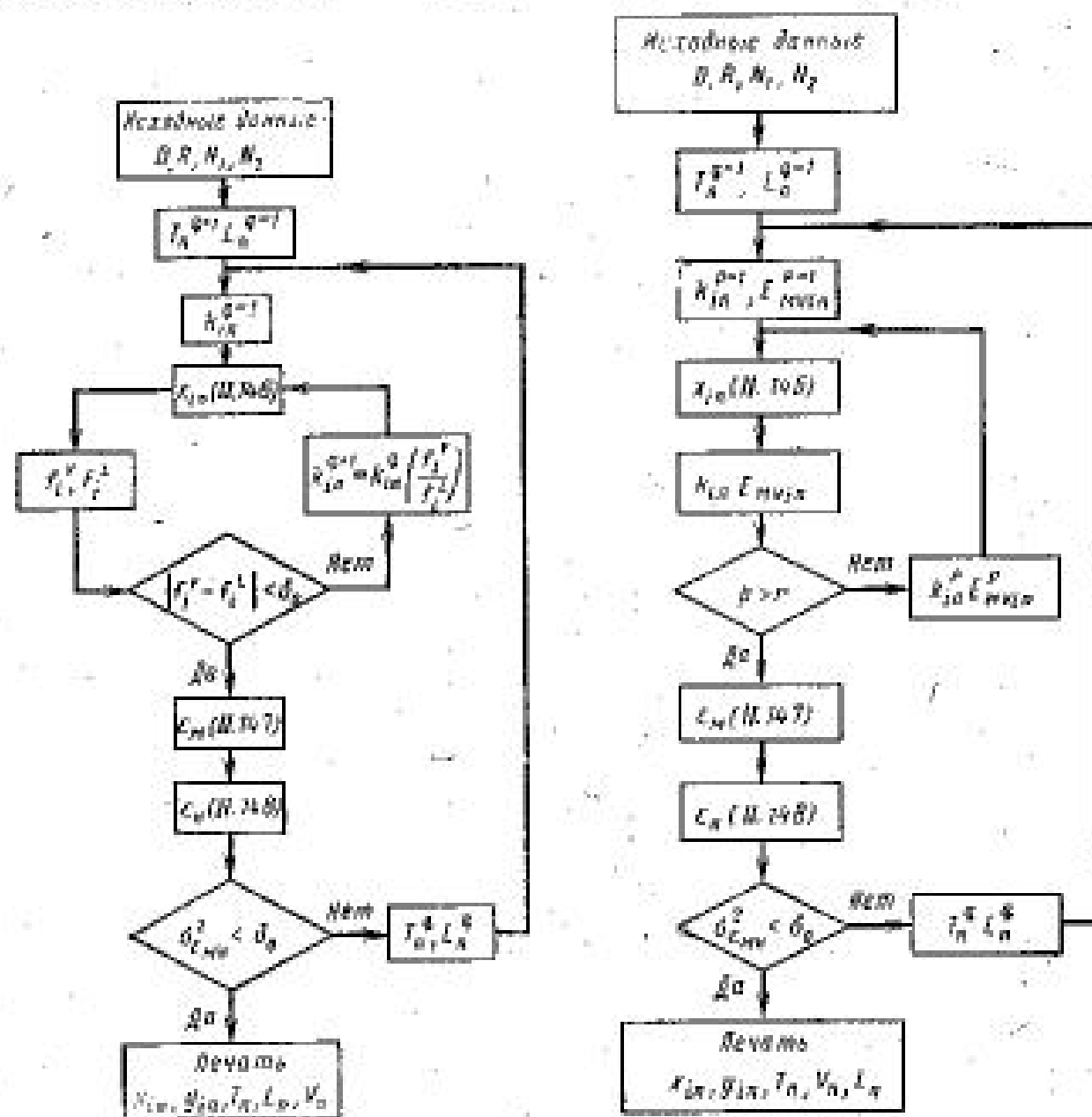
$$\sigma_{\Delta T}^2 = \frac{1}{2N} \sum_{n=1}^N (t_{Mn}^2 + t_{Hn}^2); \quad \sigma_{\Delta T}^2 = \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N (T_n^2 - T_n^{S+1})^2$$

меняются почти неограниченно, в то время как у легких компонентов они практически не меняются.

При одновременном решении системы уравнений (II.145) — (II.149) (см. рис. II-45, б) после определения потоков l_{ni} рассчитываются невязки материальных балансов ε_M по уравнению (II.147) и тепловых балансов ε_H по уравнению (II.148). В качестве критерия сходимости расчета принимается значение средней дисперсии невязок $\sigma_{\varepsilon_{MH}}^2$. Значения температур и потоков для очередного приближения определяются методом Ньютона. Одновременное решение общей системы уравнений методом Ньютона обеспечивает устойчивую и быструю сходимость расчета любых условий разделения. Однако при этом приходится выполнять большой объем вычислений для определения частных производных от невязок материального и теплового балансов по независимым переменным L_n и T_n . Различные способы определения этих производных рассмотрены в монографии [38]. Заслуживает особого внимания применение новых методов одновременного

решения нелинейных алгебраических уравнений, требующих значительно меньшего объема вычислений [39].

При расчете разделения неидеальных многокомпонентных смесей появляется еще один внутренний итерационный цикл (по константам равновесия компонентов k_{oi} (рис. II-46), аналогичный описанному ранее циклом, содержащимся в алгоритмах расчета фазового состояния и процессов однократного разделения не-



Выполненные преобразования практически полностью исключили влияние ошибок вычисления и округления при определении концентраций потоков вследствие значительного расширения диапазона представления чисел в логарифмах, а также позволили одновременно решать новую систему уравнений, т. е. на основе этих уравнений был реализован устойчивый алгоритм потарелочного расчета. Для устранения возможности появления отрицательных потоков рекомендовано при определении V_n по уравнению (II.151) использовать массовые концентрации потоков. Принципиальная блок-схема потарелочного расчета процесса ректификации в отгонной части полной колонны при помощи уравнений (II.150)–(II.154) показана на рис. II-48. Аналогичным образом преобразуется также общая система уравнений для концентрационной части колонны, в соответствии с которой потарелочный расчет проводится сверху вниз по колонне.

В качестве критерия входимости общего расчета используется среднее отклонение составов паровых и жидких потоков в зоне питания.

Для определения очередных составов дистиллята и остатка в последующих приближениях может быть использован θ -метод [37]

$$\left(\frac{x_{wi}}{y_{di}}\right)^{\theta+1} = \theta \left(\frac{x_{wi}}{y_{di}}\right)^{\theta} \quad (\text{II.155})$$

где параметр θ определяется из уравнения

$$\sum_{i=1}^p \frac{F x_{Fi}}{D + 0W (x_{wi}/y_{di})^{\theta}} = 1 \quad (\text{II.156})$$

В работе [41] для вычисления составов продуктов при очередном приближении был использован другой метод, расчетные уравнения которого имеют следующий вид

$$x_{wi}^{q+1} = \frac{F x_{Fi}}{W + D z_i \theta} \quad (\text{II.157})$$

$$y_{di}^{q+1} = x_{wi}^{q+1} z_i \quad (\text{II.158})$$

$$z_i = \frac{y_{d+1,i}^q y_{di}^q x_{w+1,i}^q}{y_{d+1,i}^q x_{wi}^q x_{w+1,i}^q} \quad (\text{II.159})$$

$$\theta^{q+1} = \theta^q \left[\frac{\sum_i x_{wi}^q}{\sum_i y_{di}^q} \right]^2 \quad \theta^{q-1} = 1 \quad (\text{II.160})$$

В уравнении (II.175) $x_{w+1,i}^q$; $x_{w+1,i}^q$; $y_{d+1,i}^q$; $y_{d+1,i}^q$ — концентрации компонентов в жидкости, поступающей на верхнюю тарелку отгонной секции колонны, и в паре, поступающем на нижнюю

тарелку концентрационной секции колонны; они определены в результате расчета соответственно отгонной и концентрационной секций с учетом баланса смешения потоков в зоне питания. Блок-схема расчета колонны показана на рис. II-49.

Релаксационные методы расчета ректификации составляют особую группу потарелочных методов расчета, т. к. в них независимыми переменными являются концентрации компонентов x_{wi} и

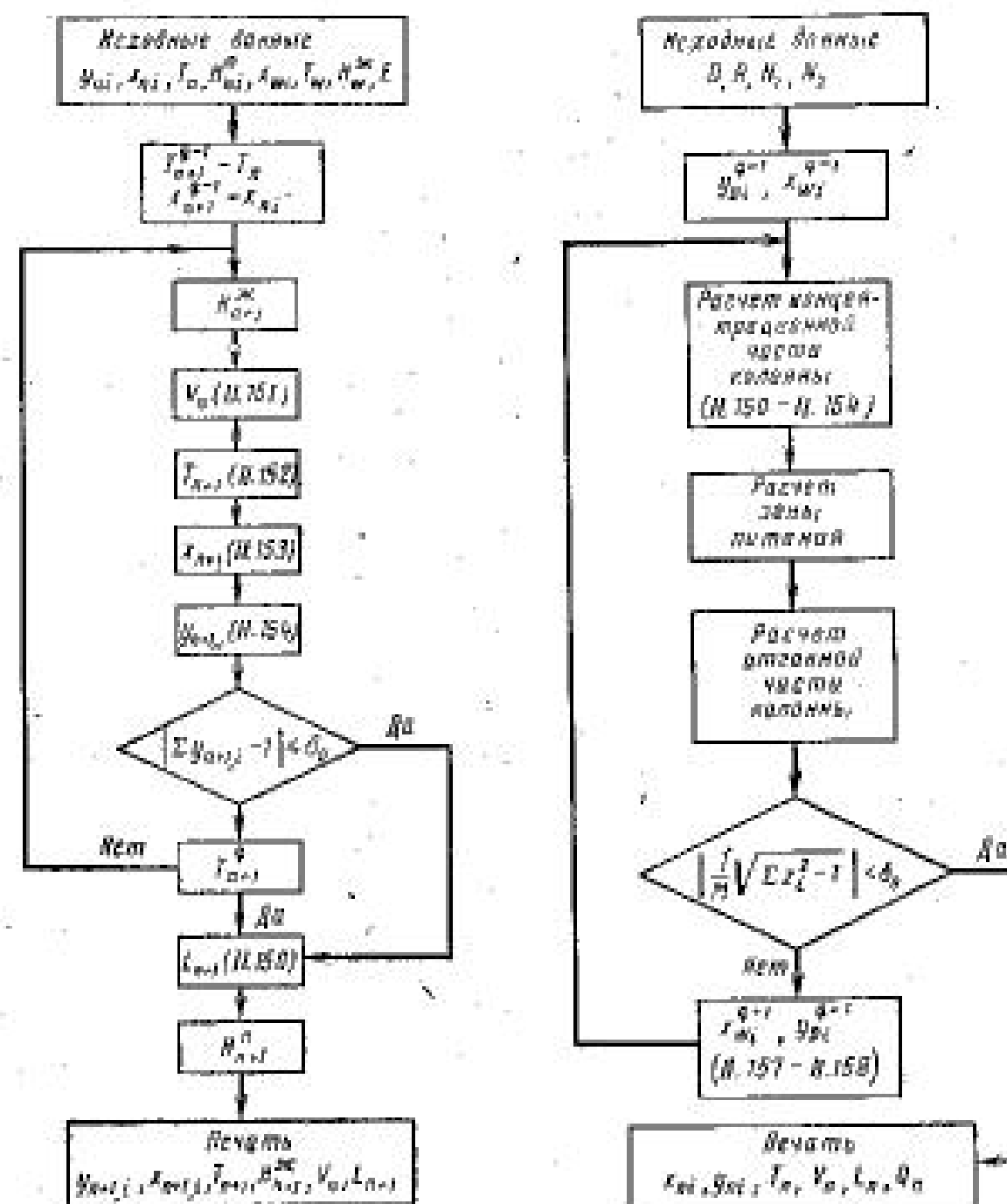


Рис. II-48. Блок-схема потарелочного расчета ректификации многокомпонентных смесей от остатка и питания.

Рис. II-49. Блок-схема потарелочного расчета ректификации многокомпонентных смесей в простой колонне потарелочным методом.

расходы одного из потоков по высоте аппарата L_n . Впервые такой метод расчета был использован для решения уравнений материального баланса и фазового равновесия [42]. Дальнейшее развитие

Этот метод получил в работе [43]. Основным расчетным уравнением нового метода является уравнение однократного испарения при смешении поступающих на n -ю тарелку потоков пара V_{n+1} жидкости L_{n-1} и сырьевых потоков F_{nL} при температуре T_n

$$\sum_{i=1}^P x_{ni} - \sum_{i=1}^P \frac{x_{ni}}{1 + \epsilon_n [k_{ni}(T_n) - 1]} = 1 \quad (\text{II.161})$$

где

$$\epsilon_{ni} = \frac{F_{nL} x_{Fni} + F_{n, n+1} x_{F, n+1, i} + L_{n-1} x_{n-1, i} + V_{n+1} y_{n+1, i}}{F_{nL} + F_{n, n+1} + L_{n-1} + V_{n+1}}$$

$$\epsilon_n = \frac{V_n}{V_{n+1} + L_{n-1} + F_{nL} + F_{n, n+1}}$$

Алгоритм расчета по этому методу строится следующим образом. По предварительно заданным значениям концентраций компонентов и расходам потоков при помощи уравнения (II.161) определяются температура T_n и составы уходящих потоков x_{ni} и y_{ni} , которые при очередном приближении принимаются в качестве исходных составов для потоков, поступающих на выше- и ниже-расположенные тарелки.

Несмотря на значительное увеличение общего числа независимых переменных, алгоритмы, построенные на основе этих методов, обладают исключительной устойчивостью — сходимость расчета практически всегда обеспечивается даже при использовании метода последовательного приближения. Следовательно, надежность, универсальность и простота подобных алгоритмов говорят о перспективности их применения для расчета сложных условий разделения, например разделения неидеальных смесей, расчета сложных систем ректификационных и абсорбционных колонн, разделения азеотропных смесей и т. д. Дальнейшее усовершенствование этих алгоритмов, очевидно, должно быть направлено в первую очередь на увеличение скорости сходимости расчета за счет уменьшения общего числа итераций.

Так, предлагается [44] расчет последующей тарелки выполнять с учетом характеристик потоков, полученных на последующих ступенях в этом же цикле, или коррекцию встречных потоков на каждой ступени производить в соответствии с материальным балансом по контуру от рассчитываемой ступени до конечной. Коррекция может быть выполнена путем усреднения составов и количеств встречных потоков предыдущего расчета и найденных по материальному балансу.

Проектный расчет ректификации многокомпонентных смесей в простых колоннах. Рассмотрим алгоритм проектного расчета процесса разделения многокомпонентной смеси в простой колонне, независимыми переменными которого являются: данные по составу и расходу сырья, температура сырья и давление процесса, расход дистиллята D , флегмовое число R , заданное содержание

двух компонентов в продуктах разделения (например, легкого ключевого компонента в дистилляте x_{D1} и тяжелого ключевого компонента в остатке x_{Wn}). В результате расчета определяется необходимое для заданного разделения число тарелок в колонне (N), положение тарелки питания (N_1/N_2) и полный состав продуктов разделения.

В указанной постановке задачи расчет выполняется с использованием методов проектного и проверочного расчетов, построенных соответственно на основе приближенного и полного математического описания процесса.

Проектный расчет ректификации непрерывных смесей в простых колоннах. При заданном содержании в дистилляте и остатке примесных компонентов, т. е. при заданном налетании температур их выкипания, расчет выполняется путем сочетания приближенного и полного математических описаний процесса разделения соответственно на основе уравнения (II.60) и системы уравнений (II.145) — (II.149) [20]. Так же как и для многокомпонентных смесей, расчет выполняется сначала на основе приближенного математического описания по методике, изложенной в п. 5 данной главы, и затем производится потарелочный расчет процесса в проверочном варианте на основе полученных данных по выходу дистиллята, флегмовому числу и числу тарелок.

Проверочный расчет ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей в системе колонн, связанных материальными и тепловыми потоками. Основное отличие алгоритма расчета таких систем от рассмотренных ранее обусловлено наличием редкой диагональной матрицы системы уравнений материального и теплового балансов, обусловленной обратными связями материальных и тепловых потоков. С точки зрения расчетной процедуры решение системы уравнений, содержащей редкие матрицы, как известно реализуется с использованием специальных методов вычислительной математики и не вызывает особых трудностей. Поэтому основная сложность расчета таких систем будет заключаться в достижении заданной сходимости при большем объеме вычислительных операций.

В связи с этим целесообразно понизить размерность общей системы уравнений, уменьшив тем самым общее число переменных путем использования рекуррентных соотношений для группы тарелок вместо уравнений потарелочного материального баланса и фазового равновесия, т. е. выполнить расчет сложной системы не по теоретическим тарелкам, а по секциям. Результаты такого расчета могут быть использованы в первую очередь для выбора оптимальной схемы процесса разделения.

Рассмотрим общую систему уравнений для установки, состоящей из K произвольных секций ($j = 1, 2, \dots, K$) и показанной на рис. II-50. Каждая секция может рассматриваться как ступень противоточного массообменного аппарата, имеющего N_j тарелок, и как теплообменник. В любую из таких ступеней может подаваться

сырье в виде жидкостных f_{Lj} и паровых f_{Vj} потоков, а также подводиться или сниматься тепло Q_j . Суммарные паровые и жидкостные потоки, выходящие из секций, могут подаваться в любую другую секцию в количестве, пропорциональном заданным коэффициентам распределения потоков a_{kj}^V и a_{kj}^L . Коэффициенты a_{kj} обозначают долю потока, поступающего в секцию K из секции j . Очевидно $a_{kj} = 0-1$ и $\sum_{k=1}^K a_{kj} = 1$.

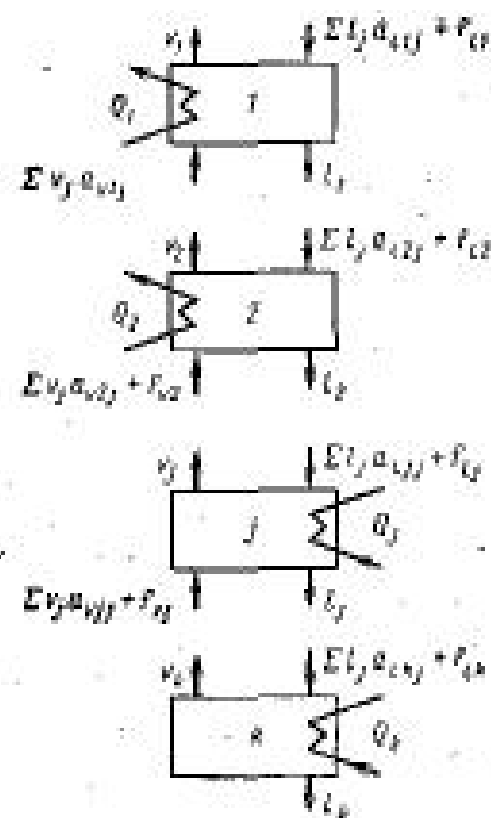


Рис. II-59. Расчетная схема сложного разделительного комплекса колонн, связанных материальными и тепловыми потоками.

Уравнения покомпонентного материального баланса и фазового равновесия в виде рекуррентных соотношений для покомпонентных потоков в жидкости совместно с уравнениями покомпонентного материального баланса по секциям в матричной форме приведены на стр 166, 167.

В уравнении (II.162)

$$B_{ji} = \frac{S_{ji}^{N_j+1} - 1}{S_{ji} - 1} \quad B'_{ji} = \frac{S_{ji}^{N_j} - 1}{S_{ji} - 1}$$

$$S_{ji} = \frac{k_{ji} V_j}{L_j}$$

Константы равновесия компонентов k_{ji} вычисляются при температуре T_j , являющейся средней величиной температур уходящих потоков пара и жидкости T_{Vj} и T_{Lj} .

Уравнение материального баланса по суммарным потокам совместно с уравнениями теплового баланса в матричной форме приведены на стр 166, 167.

Энтальпии сырья H_{jF}^L, H_{jF}^V и промежуточных (между секциями) потоков H_j^L, H_j^V определяются при фактических температурах соответствующих потоков T_{Vj}, T_{Lj} и T_{Vj} . Поскольку решение системы уравнений (II.162), (II.163) выполняется в поворочном варианте, в исходных данных принимают число тарелок по секциям N_j , флегмовое число $R = V_1/L_1$, расход дистиллята V_1 и коэффициенты a_{kj}^L и a_{kj}^V . Система уравнений (II.162), (II.163) решается аналогично рассмотренной ранее системе уравнений (II.145)–(II.149) для процессов разделения на основе покомпонентного метода. Так, например, при раздельном решении общей системы уравнений алгоритм расчета выглядит следующим образом.

В первом приближении произвольно задаются значения температур T_j в секциях; суммарные жидкостные L_j и паровые V_j потоки определяются из уравнения материального баланса всех секций при условии постоянства потоков по высоте секций, при этом $L_1 = RV_1$. Далее из системы уравнений (II.162) определяются покомпонентные жидкостные и паровые потоки. На основе вычисленных значений l_{ji} и v_{ji} определяются концентрации потоков

$$x_{ji} = \frac{l_{ji}}{\sum_i l_{ji}} \quad y_{ji} = \frac{v_{ji}}{\sum_i v_{ji}}$$

и соответствующие им температуры [см. уравнения изотерм паровой и жидкой фаз (II.36) и (II.37)]. По найденным значениям температур T_{Vj} и T_{Lj} определяются средние температуры T_j в секциях. Новые значения потоков находятся в результате решения системы уравнений (II.163).

В качестве критерия сходимости при таком расчете может быть принята дисперсия температур T_j по секциям

$$\sigma_{\Delta T}^2 = \frac{1}{K} \sqrt{\sum_i (T_i^{q+1} - T_i^q)^2}$$

Константы равновесия компонентов k_{ji} и энтальпии компонентов H_{ji}^V и H_{ji}^L целесообразно задавать в виде гиперболических или полулוגарифмических зависимостей от температуры

$$\ln k_{ji} = \frac{A_i}{T_j} + B_i$$

$$H_{ji}^V = \frac{A_i^V}{T_{Vj}} + B_i^V \quad H_{ji}^L = \frac{A_i^L}{T_{Lj}} + B_i^L$$

Рассмотренный алгоритм является достаточно универсальным, так как он может быть использован для расчета процессов разделения не только в любой сложной системе колонн, но и в отдельных аппаратах, в том числе для расчета распределения потоков и температур по всем тарелкам при $N_j = 1$ в уравнениях (II.162).

$$\begin{bmatrix}
 -B_{11} & a_{12}^L & a_{13}^L & a_{1j}^L & \dots & a_{1k}^L & 0 & a_{12}^V B'_{11} & a_{13}^V B'_{11} \\
 a_{21}^L & -B_{21} & a_{23}^L & a_{2j}^L & \dots & a_{2k}^L & a_{21}^V B'_{21} & 0 & a_{23}^V B'_{21} \\
 a_{31}^L & a_{32}^L & -B_{31} & a_{3j}^L & \dots & a_{3k}^L & a_{31}^V B'_{31} & a_{32}^V B'_{31} & 0 \\
 a_{j1}^L & a_{j2}^L & a_{j3}^L & -B_{jj} & \dots & a_{jk}^L & a_{j1}^V B'_{jj} & a_{j2}^V B'_{jj} & a_{j3}^V B'_{jj} \\
 \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\
 a_{k1}^L & a_{k2}^L & a_{k3}^L & a_{kj}^L & \dots & -B_{kk} & a_{k1}^V B'_{kk} & a_{k2}^V B'_{kk} & a_{k3}^V B'_{kk} \\
 -1 & a_{12}^L & a_{13}^L & a_{1j}^L & \dots & a_{1k}^L & -1 & a_{12}^V & a_{13}^V \\
 a_{21}^L & -1 & a_{23}^L & a_{2j}^L & \dots & a_{2k}^L & a_{21}^V & -1 & a_{23}^V \\
 a_{31}^L & a_{32}^L & -1 & a_{3j}^L & \dots & a_{3k}^L & a_{31}^V & a_{32}^V & -1 \\
 a_{j1}^L & a_{j2}^L & a_{j3}^L & -1 & \dots & a_{jk}^L & a_{j1}^V & a_{j2}^V & a_{j3}^V \\
 \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\
 a_{k1}^L & a_{k2}^L & a_{k3}^L & a_{kj}^L & \dots & -1 & a_{k1}^V & a_{k2}^V & a_{k3}^V
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 a_{12}^V B'_{11} & \dots & a_{1k}^V B'_{11} \\
 a_{21}^V B'_{21} & \dots & a_{2k}^V B'_{21} \\
 a_{31}^V B'_{31} & \dots & a_{3k}^V B'_{31} \\
 0 & \dots & a_{jk}^V B'_{jj} \\
 \dots & \dots & \dots \\
 a_{k1}^V B'_{kk} & \dots & 0 \\
 a_{1j}^V & \dots & a_{1k}^V \\
 a_{2j}^V & \dots & a_{2k}^V \\
 a_{3j}^V & \dots & a_{3k}^V \\
 -1 & \dots & a_{jk}^V \\
 \dots & \dots & \dots \\
 a_{kj}^V & \dots & -1
 \end{bmatrix}
 \times
 \begin{bmatrix}
 l_{11} \\
 l_{21} \\
 l_{31} \\
 l_{j1} \\
 \dots \\
 l_{k1} \\
 v_{11} \\
 v_{21} \\
 v_{31} \\
 v_{j1} \\
 \dots \\
 v_{k1}
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 -f_{11}^L & -f_{11}^V B'_{11} \\
 -f_{21}^L & -f_{21}^V B'_{21} \\
 -f_{31}^L & -f_{31}^V B'_{31} \\
 -f_{j1}^L & -f_{j1}^V B'_{jj} \\
 \dots & \dots \\
 -f_{k1}^L & -f_{k1}^V B'_{kk} \\
 -f_{11}^L & -f_{11}^V \\
 -f_{21}^L & -f_{21}^V \\
 -f_{31}^L & -f_{31}^V \\
 -f_{j1}^L & -f_{j1}^V \\
 \dots & \dots \\
 -f_{k1}^L & -f_{k1}^V
 \end{bmatrix}
 \quad (II.162)$$

$$\begin{bmatrix}
 -1 & a_{23}^L & a_{2j}^L & \dots & a_{2k}^L & -1 & a_{23}^V & a_{2j}^V & \dots \\
 a_{32}^L & -1 & a_{3j}^L & \dots & a_{3k}^L & a_{32}^V & -1 & a_{3j}^V & \dots \\
 a_{j2}^L & a_{j3}^L & -1 & \dots & a_{jk}^L & a_{j2}^V & a_{j3}^V & -1 & \dots \\
 \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\
 a_{k2}^L & a_{k3}^L & a_{kj}^L & \dots & -1 & a_{k2}^V & a_{k3}^V & a_{kj}^V & \dots \\
 -H_2^L & a_{23}^L H_2^L & a_{2j}^L H_2^L & \dots & a_{2k}^L H_2^L & -H_2^V & a_{23}^V H_2^V & a_{2j}^V H_2^V & \dots \\
 a_{32}^L H_2^L & -H_3^L & a_{3j}^L H_2^L & \dots & a_{3k}^L H_2^L & a_{32}^V H_2^V & -H_3^V & a_{3j}^V H_2^V & \dots \\
 a_{j2}^L H_2^L & a_{j3}^L H_2^L & -H_j^L & \dots & a_{jk}^L H_2^L & a_{j2}^V H_2^V & a_{j3}^V H_2^V & -H_j^V & \dots \\
 \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\
 a_{12}^L & a_{13}^L & a_{1j}^L & \dots & a_{1k}^L & a_{12}^V & a_{13}^V & a_{1j}^V & \dots
 \end{bmatrix}
 \times
 \begin{bmatrix}
 L_2 \\
 L_3 \\
 L_j \\
 \dots \\
 L_k \\
 V_2 \\
 V_3 \\
 V_j \\
 \dots \\
 V_k
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 -f_2^L - f_2^V - a_{21}^L L_1 - a_{21}^V V_1 \\
 -f_3^L - f_3^V - a_{31}^L L_1 - a_{31}^V V_1 \\
 -f_j^L - f_j^V - a_{j1}^L L_1 - a_{j1}^V V_1 \\
 \dots \\
 -f_k^L - f_k^V - a_{k1}^L L_1 - a_{k1}^V V_1 \\
 -f_2^L H_2^L - f_2^V H_2^V - a_{21}^L L_1 H_2^L - a_{21}^V V_1 H_2^V + Q_2 \\
 -f_3^L H_2^L - f_3^V H_2^V - a_{31}^L L_1 H_2^L - a_{31}^V V_1 H_2^V + Q_3 \\
 -f_j^L H_2^L - f_j^V H_2^V - a_{j1}^L L_1 H_2^L - a_{j1}^V V_1 H_2^V + Q_j \\
 \dots \\
 -f_1^L - f_1^V + L_1 + V_1
 \end{bmatrix}
 \quad (II.163)$$

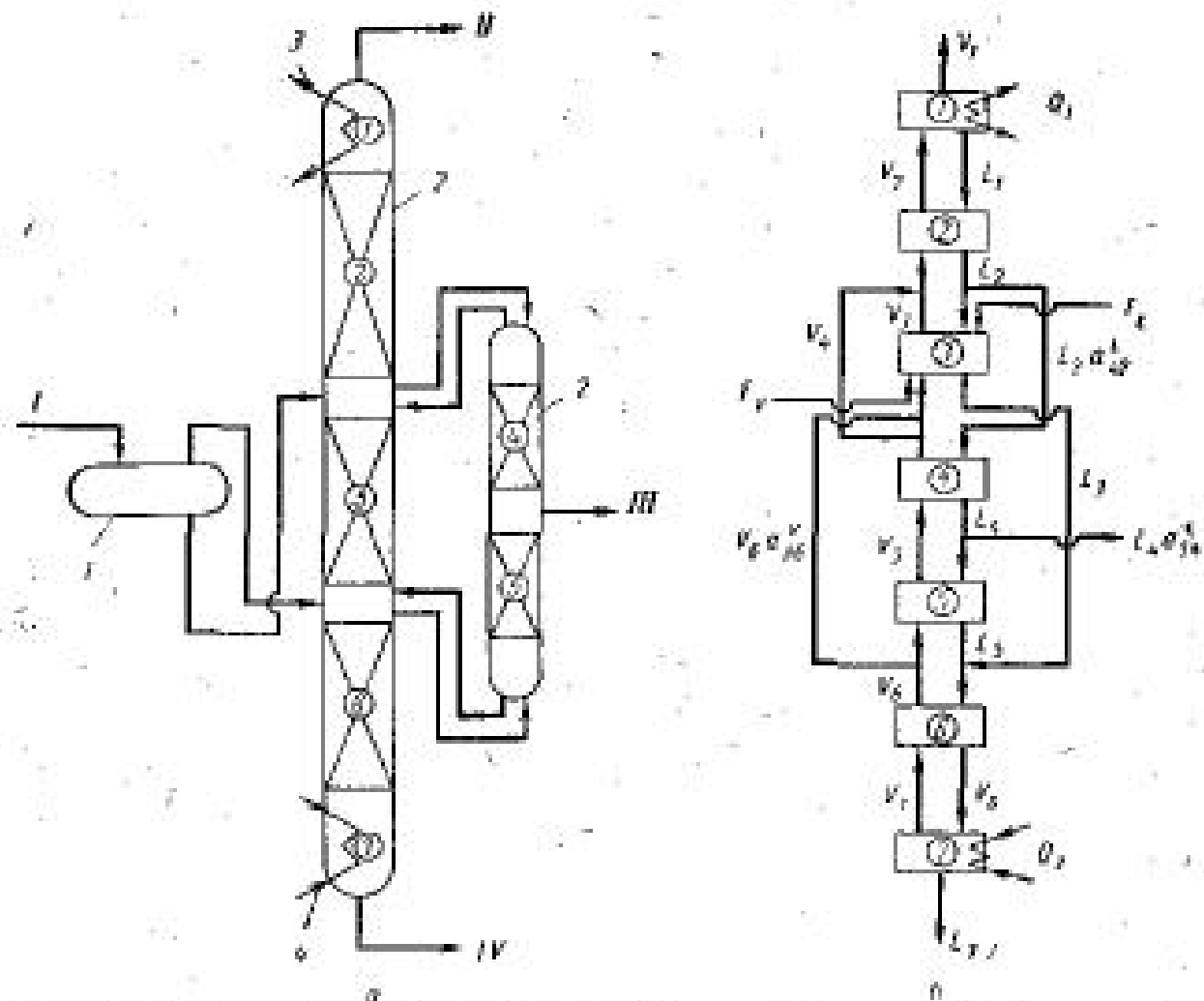


Рис. 11-51. Технологическая (а) и расчетная (б) схемы разделения нефтяного попутного газа в системе колонн, связанных материальными и тепловыми потоками (7 единиц); 1 — сепаратор; 2 — колонны; 3 — конденсатор; 4 — испаритель; I — сырье; II — сухой газ; III — сжиженный газ; IV — стабильный конденсат.

Расчет процесса разделения природного газа в системе ректификационных потоками на сухой газ, сжиженный газ (в количестве $S = L_4 a_{54}^L = 64,346$

Компонент	j=1		j=2		j=3	
	y_{ji}^*	x_{ji}	y_{ji}	x_{ji}	y_{ji}	x_{ji}
C_1	0,6119	0,1274	0,3334	0,0461	0,3540	0,0540
C_2	0,2965	0,3947	0,3512	0,1131	0,1932	0,0769
C_3	0,0913	0,4765	0,3127	0,5522	0,2892	0,2188
nC_4	0,0002	0,0030	0,0018	0,0821	0,0444	0,0863
nC_5	0,0001	0,0014	0,0009	0,1785	0,1016	0,3192
nC_6	—	—	—	0,0280	0,0176	0,2450
Σ	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
V_j, L_j , кмоль/ч	114,62	155,0	269,62	132,09	198,37	68,70
T_{vj}, T_{Lj} , К	249,6	249,6	279,6	304,6	318,7	330,7
$T_{\text{эф}}$, К	249,6	249,6	289,6	289,6	323,7	—
Q_j , кВт	673	—	—	—	—	—

* Состав сухого газа.

** Состав сжиженного газа.

*** Состав стабильного конденсата.

Пример 21. Выполнить технологический расчет процесса разделения нефтяного газа на сухой газ, сжиженный газ и стабильный конденсат на ректификационной установке, состоящей из системы колонн, связанных материальными и тепловыми потоками (рис. 11-51, а) при следующих исходных данных: $F = 100\,000$ м³/сутки; $\rho_F = 34,74$ кг/м³; $M_F = 34,1$ ($F = 185,989$ кмоль/ч); $t_F = 35^\circ\text{C}$; $P = 1,9$ МПа; $N_1 = N_2 = 1$; $N_3 = N_4 = N_5 = N_6 = 5$; $N_7 = 3$; $V_1 = 114,62$ кмоль/ч; $R = 1,352$; $a_{42}^L = 0,7$; $a_{54}^L = 0,4073$; $a_{56}^V = 0,4$.

Исходный газ состоит из углеводородов парафинового ряда, % мол.:

C_1	37,97	nC_4	4,12
C_2	19,77	nC_5	10,52
C_3	22,93	C_6	4,69

Требуется определить составы, температуры и расходы всех потоков по сечениям, а также потребные затраты тепла и холода.

Расчет *. В соответствии с приведенными на рис. 11-51 технологической и расчетной схемами коэффициенты распределения обозначенных потоков имеют следующие значения: $a_{12}^V = a_{23}^V = a_{24}^V = a_{45}^V = a_{67}^V = a_{21}^L = a_{32}^L = a_{55}^L = a_{76}^L = 1$; кроме того

$$a_{56}^V = 1 - 0,4 = 0,6$$

и

$$a_{32}^L = 1 - 0,7 = 0,3$$

Остальные коэффициенты распределения $a_{kj} = -1$ при $k = j$ и $a_{kj} = 0$ при $k \neq j$.

* Выполнен совместно с Зибертом Г. К.

колонн, связанных материальными и тепловыми потоками (к примеру 21)

ТАБЛИЦА 11.30

j=4		j=5		j=6		j=7	
y_{4i}	x_{4i}^{**}	y_{5i}	x_{5i}	y_{6i}	x_{6i}	y_{7i}	x_{7i}^{***}
0,1218	0,0075	0,0398	0,0056	0,0380	—	—	—
0,2182	0,0432	0,0761	0,0188	0,0578	0,0001	0,0001	—
0,5402	0,5004	0,4534	0,1077	0,1884	0,0049	0,0051	0,0020
0,0429	0,1179	0,1127	0,0867	0,0917	0,0178	0,0182	0,0107
0,0723	0,2942	0,2935	0,4095	0,3715	0,1340	0,1365	0,0903
0,0046	0,0388	0,0245	0,3738	0,2525	0,8432	0,8400	0,8970
1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
48,60	104,91	61,05	42,01	103,66	127,43	120,37	7,05
323,6	342,8	350,9	388,9	394,2	416,2	417,9	417,9
—	335,6	—	382,9	—	413,2	—	417,9
—	—	—	—	—	—	—	550

Константы равновесия определялись по номограмме *ACPA*, а энтальпии потоков — по номограммам Максвелла. Фракция C_4 рассматривалась как нормальный пентан. ■

Расчет процесса однократной конденсации исходного газа показал следующее распределение компонентов между паровой и жидкой фазами (в кмоль/ч):

	C_1	C_2	C_3	ΣC_4	ΣC_5	ΣC_6
F_V	68,41	32,88	31,36	4,44	9,83	2,48
F_L	22,08	3,88	11,29	3,24	9,73	6,24

Результаты выполненных расчетов представлены в табл. II,30 (все концентрации выражены в мол. долях).

Отметим, что аналогичное разделение нефтяного газа на типовой установке низкотемпературной конденсации с последующей дестанизацией и разделением конденсата требует примерно в 1,5 раза больших затрат тепла и холода при той же потере холода. Кроме того, существенно уменьшаются также и потребные капитальные затраты в связи с сокращением общего количества теплообменной аппаратуры и уменьшением внутренних потоков в колоннах.

Гидравлический расчет аппаратов

1. НАЗНАЧЕНИЕ И СОДЕРЖАНИЕ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИОННЫХ И АБСОРБИЦИОННЫХ АППАРАТОВ

Гидравлический расчет колонн проводится с целью определения основных размеров аппарата — диаметра, высоты, конструктивных размеров контактных устройств, а также диапазона допустимого изменения нагрузок. Следовательно, назначение гидравлического расчета — обеспечить заданное разделение исходного количества сырья в колонне, основные размеры внутренних устройств которой рассчитаны при заданном диапазоне изменения нагрузок.

Возможное изменение нагрузок и состава исходного сырья является следствием взаимосвязанности работы всего завода и колебаний собственного технологического режима на установке. Поэтому для обеспечения заданного разделения колонна должна обладать эксплуатационной гибкостью.

Особо следует подчеркнуть необходимость выполнения гидравлического расчета колонны по нескольким сечениям в связи с тем, что многие аппараты, в особенности сложные колонны, имеют разные нагрузки по пару и жидкости в различных сечениях. В этих случаях диаметр колонны следует принимать неодинаковым по высоте, либо менять конструктивные размеры тарелок.

Дальнейшее изложение материала дается в последовательности, рекомендуемой для гидравлического расчета колонны:

1. Выбор типа и конструкции контактного устройства;
2. Определение диаметра колонны;
3. Определение основных размеров контактных устройств;
4. Расчет гидравлического сопротивления контактных устройств;
5. Проверка работоспособности контактных устройств, т. е. определение величины межтарельчатого уноса жидкости и пропускной способности переливного устройства;
6. Определение эффективности контактных устройств, включающее расчет числа реальных тарелок (или высоты слоя насадки) и общей высоты колонны.

Конкретное содержание гидравлического расчета колонны, как известно, в значительной мере зависит от типа и конструкции

контактного устройства. Вследствие этого специализированные организации, разрабатывающие и внедряющие новые конструкции контактных устройств, обеспечивают их всей необходимой документацией, в том числе и методикой гидравлического расчета, использование которой, как правило, обязательно при проектировании колонн. Поэтому далее наряду с изложением принятой в книге методики гидравлического расчета рассматриваются общие принципы построения аналогичных методик, т. е. основные положения и предпосылки, используемые в настоящее время при разработке методов гидравлического расчета колонн. Таким образом, приведенные в книге методы гидравлического расчета могут быть использованы либо для сравнения с соответствующими рекомендациями специализированных организаций, либо для предварительного расчета при отсутствии таковых.

2. ОБЛАСТЬ УСТОЙЧИВОЙ РАБОТЫ КОЛОННЫХ АППАРАТОВ С РАЗЛИЧНЫМИ КОНТАКТНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ

Для оценки возможности эффективной работы колонн при различных нагрузках по пару и жидкости обычно используют область ее устойчивой работы, которая зависит главным образом от типа и конструкции контактного устройства.

Области устойчивой работы известных в настоящее время конструкций контактных устройств существенно различаются для тарелок с переливами, без переливов и для насадок.

На рис. III-1 показаны типичные области устойчивой работы переливных (а) и беспереливных (провальных) (б) тарелок; насадочные колонны имеют примерно такой же график области устойчивой работы, как и провальные тарелки. Как видно из рисунков, области устойчивой работы переливных и провальных тарелок, а также насадочных колонн существенно различаются между собой не только расположением, но и обобщающими координатами.

Устойчивая работа переливной тарелки, как и всякого контактного устройства, в первую очередь определяется высокой эффективностью разделения. Поскольку эффективность массообмена в значительной степени зависит от гидродинамических условий на тарелке, устойчивая работа ее соответствует таким нагрузкам, при которых пар равномерно проходит через все сечение тарелки, а жидкость сливается через переливное устройство. Неустойчивая работа переливной тарелки характеризуется нарушением нормального перетока жидкости с тарелки на тарелку, либо неравномерным проходом пара по сечению тарелки.

При чрезмерно больших нагрузках по пару, превышающих максимально допустимые величины, жидкость интенсивно накапливается на тарелке и ее переток затрудняется вследствие заполнения всего переливного устройства вспененной жидкостью. Такое явление называется захлебыванием колонны. Захлебывание проявляется тем резче, чем больше напряженность слива, так как

стекающая с тарелки жидкость захватывает пары и создает вспененный слой в переливном устройстве. При захлебывании вспененный слой жидкости на контактном устройстве характеризуется интенсивными пульсациями и перемешиванием в горизонтальной плоскости, ухудшающим эффективность разделения. На струйных и вихревых контактных устройствах область повышенного уноса жидкости практически отсутствует; их предельные нагрузки

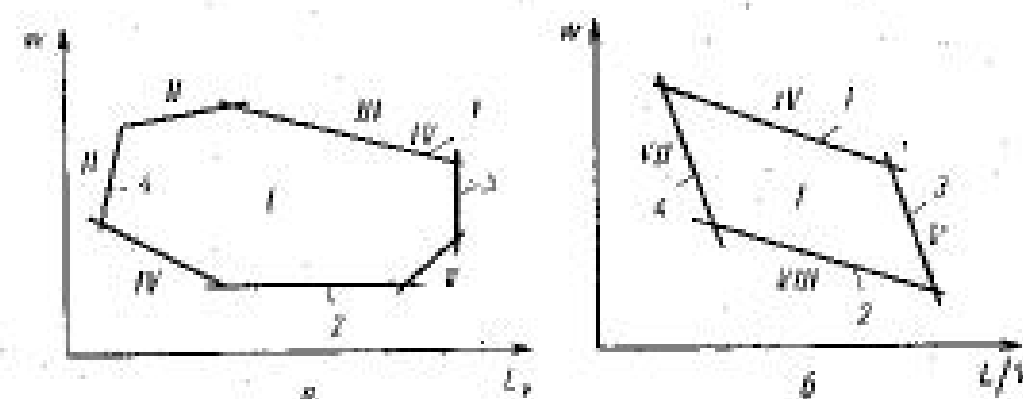


Рис. III-1. График области устойчивой работы тарелок переливных (а), беспереливных (провальных) колонн (б):

Линии: 1 — максимально допустимых нагрузок по пару; 2 — минимально допустимых нагрузок по пару; 3 — минимально допустимых нагрузок по жидкости; 4 — минимально допустимых нагрузок по жидкости. Области: I — устойчивой работы; II — провала струй пара и интенсивного уноса жидкости; III — флудирования; IV — захлебывания; V — малоинтенсивного контакта и неравномерного распределения пара и жидкости; VI — провала жидкости с тарелки и малоэффективной ее работы; VII — провала струй пара и неравномерного движения газа и жидкости без явного контакта; VIII — малоэффективной работы вследствие небольшого количества уносимой на тарелку или в объеме насадки жидкости.

определяются главным образом захлебыванием, которое характеризуется нарушением прямооточного или противоточного движения пара и жидкости в результате образования зон уплотненного газового потока.

При небольших нагрузках по пару, приближающихся к минимально допустимым, значительная часть жидкости свободно перетекает через контактное устройство на нижележащую тарелку главным образом вследствие неравномерного распределения потока газа по сечению колонны. При увеличении расхода жидкости максимально допустимые нагрузки по пару для тарелок всех типов уменьшаются. Для минимально допустимых нагрузок эта зависимость оказывается сложнее и проявляется по-разному в зависимости от типа тарелок. Минимально допустимые нагрузки могут уменьшаться, увеличиваться или оставаться практически неизменными при увеличении расхода жидкости. Единственной линией, резко ограничивающей область устойчивой работы тарелки, является линия максимально допустимых нагрузок, определяемая захлебыванием. Для других режимов не характерно наличие резкого перехода к устойчивой работе тарелки, поэтому остальные линии обычно являются до некоторой степени условными.

Область устойчивой работы беспереливных тарелок и насадочных колонн ограничивается в основном линиями верхних 1 и нижних 2 предельных нагрузок по газу (пару). Верхняя предельная нагрузка по пару для колонн с тарелками провального типа определяется расходом одной из фаз, при котором происходит захлебывание. Вспенивание проявляется довольно четко: сопротивление тарелок резко возрастает, давление в колонне начинает сильно колебаться вследствие пульсаций в барботажном слое. Нижняя предельная нагрузка по пару соответствует образованию вспененного слоя жидкости на тарелках и определяется началом устойчивой и эффективной работы тарелок и всего аппарата. При очень малых нагрузках по жидкости наблюдается прорыв струй пара через слой жидкости, при очень больших — независимое движение жидкости и пара через различные участки тарелки. Как при слишком малых, так и при слишком больших нагрузках по жидкости работа тарелки малоэффективна, в связи с чем область устойчивой работы ограничивается линиями максимум 2 и минимум 3 допустимых нагрузок по жидкости и пару.

В насадочных колоннах верхняя предельная нагрузка также соответствует захлебыванию, а нижняя — началу заивания жидкости в насадке. Для насадочных колонн принимаемые значения максимально допустимых нагрузок обычно ниже величины, соответствующей захлебыванию, в то же время в ряде случаев (в режиме эмульгирования) рекомендуются и более высокие нагрузки.

3. ВЫБОР ТИПА И КОНСТРУКЦИИ КОНТАКТНОГО УСТРОЙСТВА

Применение разных контактных устройств в колонных аппаратах обусловлено следующими факторами:

условиями разделения в аппарате — разными нагрузками по пару и жидкости, разными физическими свойствами систем, наличием в сырье механических частиц, взвесей и т. д.;

особыми требованиями к технологическому процессу — например, необходимостью обеспечить небольшой перепад давления на тарелке, широкий диапазон устойчивой работы колонны, малое время пребывания жидкости в аппарате и т. д.;

особыми требованиями к аппаратурному оформлению процессов, такими, как создание единичного или серийно выпускаемого аппарата, аппарата малой или большой единичной мощности, обеспечение переработки сырья в условиях сильно коррозионной среды, создание условий повышенной надежности в работе аппарата и т. д.

В настоящее время наиболее широко применяются тарельчатые колонны, при этом предпочтение отдают тарелкам с переливными устройствами нежели беспереливным или каскадным промывным тарелкам.

Насадочные колонны применяются главным образом для переработки высокоагрессивных или вязких продуктов, при разделении сильно пенящихся жидкостей, а также при необходимости иметь небольшой перепад давления или малый запас жидкости в колонне. Новые типы высокоэффективной насадки применяют также для разделения близкочисляющих компонентов. Применение насадочных колонн в настоящее время сдерживается возможной неравномерностью распределения потоков по сечению и поэтому ограничивается в основном небольшим (не более 1,2 м) диаметром аппарата. Однако равномерное распределение поступающих на насадку потоков газа и жидкости и применение высокоэффективной насадки позволяет значительно уменьшить избирательное движение фаз и получить высокую эффективность разделения даже в колоннах большого диаметра. Так, например, в вакуумных колоннах диаметром 9 м для перегонки мазута на широкую фракцию и гудрон на установках АВТ производительностью 6 и более млн. тонн нефти в год успешно применяется насадка типа Глитч-грид [24].

Достаточно просто очерчивается также область применения каскадных промывных тарелок. Эти тарелки применяются главным образом при выделении из пара механических частиц (например, катализаторной пыли и частиц кокса из широкой фракции после реактора каталитического крекинга), при ректификации паров, склонных к коксообразованию, и при теплообмене горячих паров с холодной жидкостью.

Основные показатели тарелок

ТАБЛИЦА III.1

Тип тарелки	Оптимизированная пропускная способность	Оптимизированная эффективность при нагрузке составной 80% максимальной (ноб)	Диапазон устойчивой работы при $U = 40-800$ м/с и $U_{\text{кр}} = 800$ м/с		Величина гидравлического сопротивления при оптимальной нагрузке, Па	Относительная стоимость тарелки	
			30-40	4-30		на усложненной стали	на легированной стали
Кашпачная	1	1	2	3,5	700-1000	1	1,4
Из S-образных элементов	1-1,1	1-1,1	2	2,5	700-1000	0,6	1
Классическая	1,2-1,5	1-1,1	3	4	500-800	0,65	1
Ситчатая **	1,2-1,4	1-1,1	2	3	300-400	0,6	1
Струйная	1,2	0,8	2	3	200-500	0,5	0,85
Ситчатая с отбойниками	1,4	0,8-0,9	2	3	100-300	0,5	0,85
Решетчатая провальная	1,2-1,4	0,75	1,5	1,8	300-400	0,5	0,85

* Отношение максимальной и минимальной допустимых нагрузок.

** Скорость движения тарелки равна 10%.

Значительно сложнее решается вопрос выбора конкретной конструкции контактного устройства. Для выбора конструкции контактного устройства полезными могут быть сравнительные данные по основным показателям тарелок и насадок, приведенные в табл. III,1 и на рис. III-2.

Применение номограммы проиллюстрируем следующим примером. Определим относительную стоимость колонны с различными насадками при $D = 0,24$ м и $H = 8$ м. Результаты сведем в табл. III,2.

На основе этих данных можно следующим образом разграничить области применения различных конструкций контактных устройств, учитывая при этом также особые требования к технологическому процессу и его аппаратурному оформлению. В колоннах, работающих с малыми нагрузками по жидкости и высокими плотностями паров, при отсутствии особых требований к перепаду давления целесообразно применять струйные вихревые контактные устройства. В колоннах, работающих с умеренными нагрузками по газу и жидкости, в основном применяют барботажные и струйно-барботажные конструкции контактных устройств. Для колонн, работающих с большими нагрузками по жидкости и малыми по газу, наилучшие показатели обеспечивает применение барботажных тарелок многопоточного типа или тарелок с двумя зонами контакта фаз. При условии небольшой

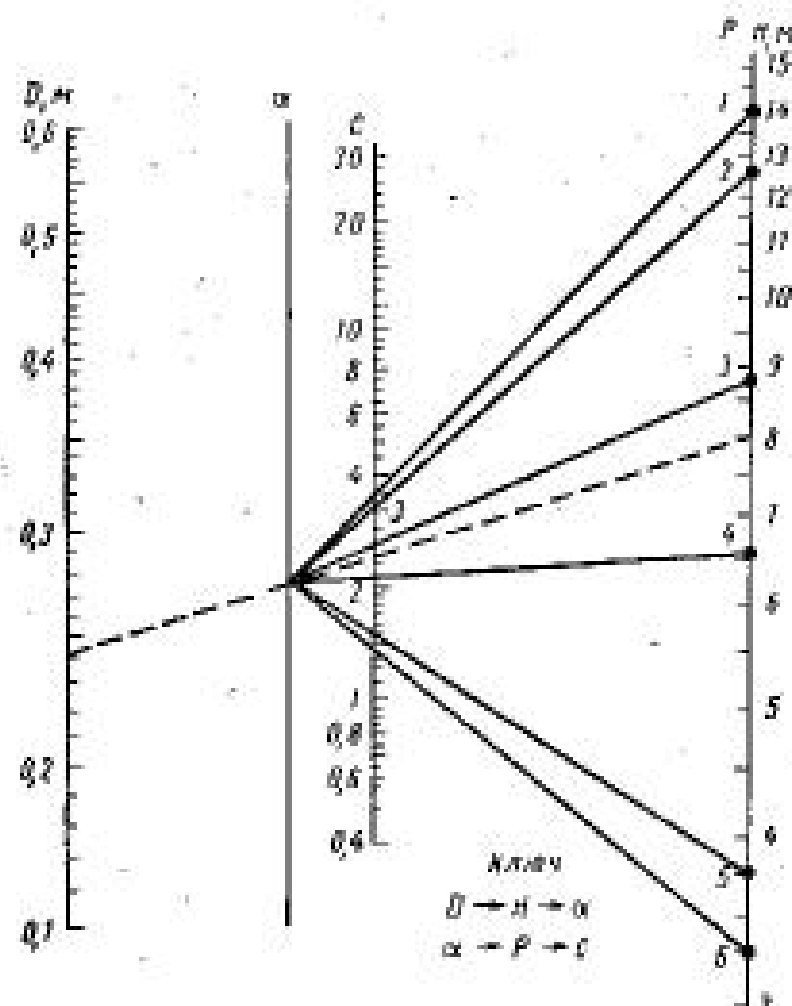


Рис. III-2. Номограмма относительной стоимости колонны с насадкой различного типа: 1 — стальные кольца Рашига 25 × 25 × 2 мм; 2 — седла Берда 25 мм; 3 — то же, 50 мм; 4 — стальные кольца Рашига 50 × 50 × 16 мм; 5 — керамические кольца Рашига 25 × 25 × 3 мм; 6 — то же, 50 × 50 × 6 мм; D — диаметр колонны; C — относительная стоимость колонны с насадкой; P — тип насадки (показатели 1—6); H — высота насадки.

ТАБЛИЦА III,2

Тип насадки	Относительная стоимость	
	по номограмме	по отношению к колонне с кольцами Рашига
1	3,5	2,7
2	2	2,31
3	2,6	2
4	2,4	1,62
5	1,5	1,15
6	1,3	1

задержки жидкости или малого времени пребывания потоков в аппарате целесообразно применять струйно-вихревые и пленочные аппараты. При необходимости иметь небольшой общий перепад давления, в особенности это касается вакуумных колонн, используются самые различные контактные устройства, от барботажных — типа колпачковых (с низким колпачком), струйных — типа ситчатых с отбойниками, до пленочных — типа насадки из плоскопараллельных листов. При наличии промежуточных холодильников или подогревателей по высоте аппарата применяют специальные конструкции барботажных тарелок типа трубчато-решчатых или ситчатых с установленными на них теплообменными поверхностями. И, наконец, при необходимости обеспечения широкого диапазона устойчивой работы колонны применяют влапаные тарелки, которые рекомендуются последнее время также для работы в условиях наличия механических взвесей в жидкости или при возможности их образования в процессе разделения.

На основе данных рис. III-2 можно следующим образом разграничить области применения различных конструкций насадок. Если нужен небольшой перепад давления при сравнительно небольшой четкости разделения, лучше применять наиболее дешевые насадки: кольца Рашига, Лессинга, Палля и седла. При разложении компонентов с близкими летучестями следует применять более эффективные насадки: кольца Диксон и Борад, насадки Седмана и Гудмаса. При переработке больших объемов сырья применяют насадку Спрейшак, а также плоскопараллельную или из стекловолокна.

Относительно выбора материала насадки можно сказать следующее. Металлическая насадка применяется в тех случаях, когда возможно отложение осадка и необходима частая чистка аппарата (в особенности это касается насадки сложной конфигурации), а также в вакуумных колоннах, поскольку металлическая насадка имеет значительно больший свободный объем по сравнению с фарфоровой и керамической. Фарфоровая и керамическая насадки применяются в тех случаях, когда не требуется частой чистки аппарата или при разделении смесей, оказывающих

корродирующее действие на материал насадки. Графит и различные пластики целесообразно применять при переработке высокоагрессивного сырья. Насадки из пластиков можно применять лишь при невысокой температуре в колонне.

При выборе размеров насадки следует руководствоваться такими соображениями. Чем больше размер элемента насадки, тем выше производительность колонны, но ниже ее эффективность и гидравлическое сопротивление, а также общая стоимость колонны. К применению в промышленных колоннах обычно рекомендуются насадки, для которых отношение максимального собственного размера к диаметру аппарата не превышает 0,125.

Отмеченные выше соображения относительно выбора типа и конструкции контактного устройства во многих случаях не являются определяющими и поэтому их следует рассматривать лишь как предварительные или ориентировочные. В этом случае наиболее объективный выбор типа и конструкции контактного устройства может быть сделан лишь на основе технико-экономического анализа приведенных затрат на разделение.

Выбор типа и конструкции контактного устройства на основе технико-экономического анализа производится в результате сравнения приведенных затрат в зависимости от фактора скорости $F_5 = w\sqrt{\rho_n}$ во всем диапазоне изменения нагрузок. Очевидно, оптимальной конструкции соответствует минимум приведенных затрат.

4. РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТЫХ КОЛОНН

Диаметр колонны определяется по максимально допустимой скорости пара $w_{\max}$ и объему паров V (в м³/с) из уравнения

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_{\max}}} \quad (III.1)$$

По расчетной величине D и нормальному ряду диаметров колонн выбирается ближайшее значение, которое и используется в дальнейших расчетах.

Ниже приведен принятый в нефтяной промышленности нормальный ряд диаметров колонн (в м), предусматривающий равномерное увеличение площади поперечного сечения колонны при переходе от одного диаметра к другому: 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0.

В химической промышленности принят другой нормальный ряд диаметров колонн (в м): 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0.

Максимально допустимая скорость пара должна быть несколько ниже предельной скорости, лимитирующей повышение производительности колонны. Опыт промышленной эксплуатации колонн и многочисленные исследования показали, что величина предель-

ной нагрузки зависит от большого числа факторов — типа и конструкции тарелки, расстояния между тарелками, расхода жидкости и физических свойств системы. Сложное влияние указанных факторов затрудняет достаточно надежное обобщение экспериментальных данных по предельным нагрузкам тарелок различных конструкций едиными зависимостями, справедливыми в широком диапазоне изменения влияющих параметров. В связи с этим в практике проектирования в настоящее время пользуются разными уравнениями или расчетными графиками, справедливыми только в ограниченных условиях разделения.

Рассмотрим два метода определения предельных или максимально допустимых скоростей пара для колонн с переливными тарелками. В настоящее время в практике проектирования наибольшее распространение получила следующая зависимость для расчета максимально допустимой скорости пара

$$w_{\max} = C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_k - \rho_n}{\rho_n}} \quad (III.2)$$

в которой вся сложность влияния указанных выше факторов переносится на коэффициент $C_{\max}$. В том случае, когда предельные нагрузки по газу в значительной степени зависят от удельных жидкостных нагрузок, имеется в виду разделение под атмосферным и повышенным давлением при $L_v \geq 20$ м³/(м·ч), значение коэффициента $C_{\max}$ можно определить по уравнению

$$C_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-3} [k_1 k_2 c_1 - c_2 (\lambda - 35)] \quad (III.3)$$

$$\lambda = \frac{0,655L}{\rho_k} \sqrt{\frac{k_1 c_1}{V} \sqrt{\frac{\rho_k - \rho_n}{\rho_n}}} \quad (III.4)$$

При $L_v > 65$ м³/(м·ч) в уравнении (III.4) следует принимать, что $\lambda = 65$.

Коэффициенты k_1 и c_2 принимают такие значения:

Тарелка	k_1	c_2
Колпачковая	1,0	4
Из S-образных элементов	1,0	4
Клитанная ($F_{cv} = 0,1$)	1,15	4
Ситчатая и струйная ($F_{cv} = 0,08$)	1,2	5
Ситчатая с отбойными элементами	1,4	4

Значение коэффициента C_1 определяется по рис. III.3.

В том случае, когда статдовые испытания переливных тарелок приводят к довольно сложной зависимости коэффициента $C_{\max}$ от жидкостной нагрузки L_v , вместо определения аналитической зависимости коэффициента $C_{\max}$, которая по типу соответствует уравнению (III.3), строят расчетные графики для определения диаметра колонны. Располагая для каждого диаметра колонны и типа тарелки основными ее конструктивными размерами

(В и в), воспользовавшись уравнениями (III.1) и (III.2), экспериментальную зависимость $C_{\text{макс}} = f(Lv)$ нетрудно представить в виде зависимости комплекса $V \sqrt{\frac{\rho_n}{\rho_{\text{ж}} - \rho_n}}$ от расхода жидкости L (рис. III-4). Удобство использования подобных графиков заключается в возможности быстрого определения не только диаметра колонны, но и диапазона ее устойчивой работы на основе построенных линий предельных нагрузок.

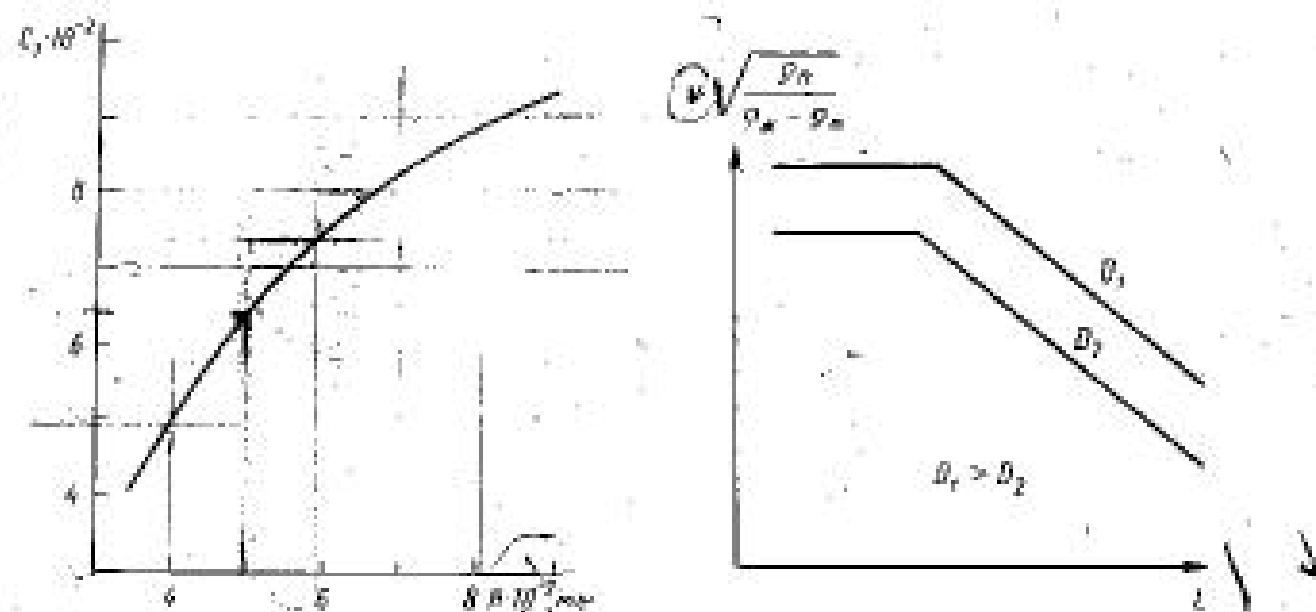


Рис. III-3. Зависимость коэффициента C , уравнения (III.3) от расстояния между тарелками

Рис. III-4. График для определения диаметра колонны с переливными тарелками; D_1, D_2 — диаметры колонн.

Для условий работы колпачковых и ситчатых тарелок с малыми жидкостными нагрузками при $Lv < 20 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ и атмосферном давлении или вакууме предельные скорости пара рекомендуют рассчитывать в зависимости от величины комплекса $\left(\frac{L}{V}\right) \times \left(\frac{\rho_n}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0.5}$ (рис. III-5) [45].

Коэффициент уменьшения предельной скорости пара ($\phi = C_{\text{макс}}/C_{\text{пред}}$) следует принимать, руководствуясь такими соображениями. Если стоимость ректификационных и абсорбционных колонн составляет меньше 30% общей стоимости установки, то чтобы обеспечить возможность дальнейшего форсирования производительности всей установки, расчетные или максимально принимаемые значения допустимых скоростей пара должны быть на 20—25% меньше, чем их предельные значения. Если стоимость колонн составляет больше 30% стоимости установки, для них следует запроектировать максимальную нагрузку. Если же колонны являются основными аппаратами нового процесса, то рекомендуется предусматривать возможность дальнейшего увеличения их нагрузок.

Учитывая сложность обобщения экспериментальных данных по предельным нагрузкам и важность данного этапа гидравлического расчета колонны, отметим монографии [24, 46—48], где собраны немногочисленные рекомендации по расчету предельных и максимально допустимых нагрузок, которые могут быть использованы не только самостоятельно, но и в дополнение к двум рассмотренным выше методам расчета.

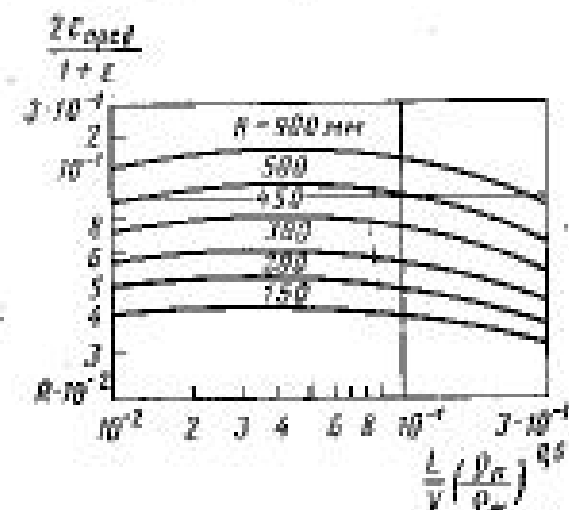


Рис. III-5. График для определения предельных нагрузок по пару в тарельчатых колонках, работающих при атмосферном давлении или под вакуумом.

В заключение отметим, что приведенные зависимости, несмотря на их эмпирический характер, являются достаточно надежными, так как они получены на основе обработки и обобщения промышленных экспериментальных данных.

Для колонн с решетчатыми и ситчатыми беспереливными (провальными) тарелками предельную скорость пара $w_{\text{пред}}$ можно определить по уравнению [49]

$$\frac{w_{\text{пред}}}{gbF_{\text{св}}} = A \left(\frac{\rho_{\text{ж}} b}{g \mu_{\text{ж}}} \right)^{0.15} \left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{ж}} b^2} \right)^{0.6} \left(\frac{\rho_n}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{-1.35} \left(\frac{\mu_n}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{-0.14} \times \left(\frac{D}{b} \right)^{0.8} \left(\frac{L}{V} + 0.05 \right)^{-0.78} \quad (\text{III.5})$$

где b — ширина щели; D — диаметр колонны; $A = 9.4 \cdot 10^{-3}$ для тарелок со щелями шириной 3 мм и $A = 6.5 \cdot 10^{-3}$ для тарелок с другими размерами щелей.

Если диаметр колонны, вычисленный по максимально допустимой скорости пара, будет значительно отличаться от нормализованного, следует изменить принятое вначале значение свободного сечения тарелок с тем, чтобы обеспечить фактическую их работу в заданном гидродинамическом режиме:

$$F_{\text{св}} = F'_{\text{св}} \left(\frac{w}{w_{\text{доп}}} \right)^{1.136}$$

где $F'_{\text{св}}$ — свободное сечение тарелок, принятое в начале расчета; $w_{\text{доп}}$ — максимально допустимая скорость пара, $w_{\text{доп}} = 0.8 w_{\text{пред}}$; w — фактическая скорость пара в колонне, диаметр которой выбран по нормали.

Допустимую скорость паров в колоннах с решетчатыми провальными тарелками можно определить также на основе зависимости для расчета гидравлического сопротивления тарелок [50]

$$w = F_{cv} \sqrt{\left[\Delta P_{\kappa} - \frac{\beta}{1-\beta} \cdot \frac{2\sigma}{b} \right] \frac{2(1-\tau)^3(1-\beta)}{\xi \rho_n \beta}} \quad (\text{III.6})$$

приняв в нем $\Delta P_{\kappa} = 250-350$ Па. Долю свободного сечения тарелки, занятую стекающей жидкостью (τ , м²/м²), находят по уравнению

$$\tau = \frac{\sqrt[3]{\left(\frac{L}{V}\right)^2 \frac{\rho_n}{\rho_{\kappa}}}}{1 + \sqrt[3]{\left(\frac{L}{V}\right)^2 \frac{\rho_n}{\rho_{\kappa} \xi \mu^2}}} \quad (\text{III.7})$$

Коэффициент истечения жидкости $\mu = 0,62$. Коэффициент сопротивления сухой тарелки определяется по уравнению

$$\xi = 1,75 (1 - F_{cv})^2 \left(\frac{b}{\delta}\right)^{0,2} \quad (\text{III.8})$$

Коэффициент β , характеризующий различную вспениваемость жидкости на тарелке, для малопенищихся жидкостей можно определить по уравнению

$$\beta = 1,14 \left(\frac{\rho_n}{\rho_{\kappa}}\right)^{0,118} \quad (\text{III.9})$$

В уравнениях (III.6) — (III.9) — ширина щелей выражена в м; δ — толщина тарелки, м; σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м.

Основные размеры тарелок определяют равномерную, устойчивую и эффективную работу колонны в заданном диапазоне перепада давлений. К ним относятся также конструктивные размеры тарелки, как соотношение рабочей площади и площади переливов, периметр слива жидкости, свободное сечение тарелки, основные размеры контактных элементов и расстояние между ними.

Тарелка работает устойчиво и равномерно всем сечением лишь в том случае, когда величина градиента жидкости значительно меньше сопротивления сухой тарелки (например, при $\Delta/\Delta P_{\text{сух}} < 0,5$) или когда градиент уровня стекающей жидкости не превышает 20—25 мм, а нагрузка по жидкости — 90—100 м³/(м·ч). Указанные цифры предельных нагрузок по жидкости являются основой для выбора числа потоков и схемы движения жидкости по тарелке.

На рис. III-6 показаны конструкции тарелок, имеющих различные схемы движения жидкости. Однопоточные тарелки применяются при небольших расходах жидкости, при больших расходах применяются главным образом двух- и четырехпоточные тарелки. Однако применение тарелок с тремя и пятью потоками жидкости

также может оказаться целесообразным. При применении тарелок с большим числом потоков следует учитывать, что такие конструкции уменьшают длину пути жидкости и, следовательно, эффективность тарелок. Кроме того, они разбивают колонну на несколько самостоятельных отсеков, что препятствует перераспределению пара по сечению колонны и нарушает равномерность работы тарелок. Минимальная длина пути жидкости на каждом потоке

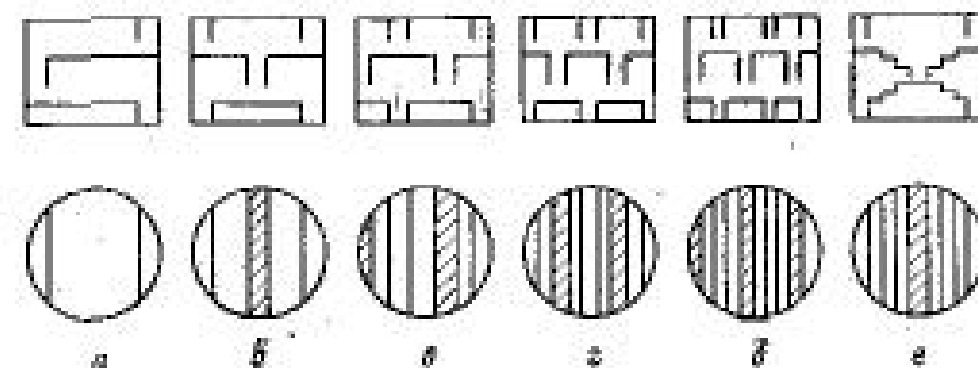


Рис. III-6. Конструкции тарелок, схемы движения жидкости по которым различны: а — однопоточные; б — двухпоточные; в — трехпоточные; г — четырехпоточные; д — пятипоточные; е — двухпоточные каскадные.

должна быть не менее 0,5—0,6 м, т. е. на одном потоке следует размещать не менее 3—4 S-образных элементов или столько же рядов колпачков и клапанов.

Ориентировочные значения эффективной рабочей площади тарелки, т. е. площади, непосредственно занятой под барботажные устройства, и длину пути жидкости на тарелке можно определить при помощи графиков, приведенных на рис. III-7 и III-8.

Основные параметры нормализованных тарелок, необходимые для проведения дальнейших расчетов колонны, приведены в работе [24].

При заданном расстоянии между тарелками их свободное сечение является основным фактором, определяющим диапазон устойчивой работы тарелки. В связи с этим безразлично, что надо определять, а что задавать: свободное сечение тарелок или диапазон их устойчивой работы. На практике можно поступать следующим образом — диапазон устойчивой работы определять для тарелок, свободное сечение которых практически постоянно (колпачковые, из S-образных элементов, клапанные), а свободное сечение — для тарелок, у которых оно может изменяться в довольно широких пределах (ситчатые, струйные, ситчатые с отбойниками). Определение свободного сечения тарелок и проверка диапазона их устойчивой работы являются особо важными элементами расчета в следующих случаях: когда предусматривается возможность работы колонны с нагрузками, составляющими менее 50—70% максимально допустимых, при замене в действующих колоннах старых тарелок новыми, более высокопроизводительными и при изменении паровых и жидкостных нагрузок по

высоте колонны. Во всех этих случаях фактически проверяется равномерная и устойчивая работа тарелок при нагрузках, значительно меньших максимально допустимых.

Диапазон устойчивой работы тарелок определяется по графику области устойчивой работы (рис. III-9), построенному в координатах C, L_v , на котором кроме линий максимально и минимально допустимых нагрузок проведена рабочая линия, соответ-

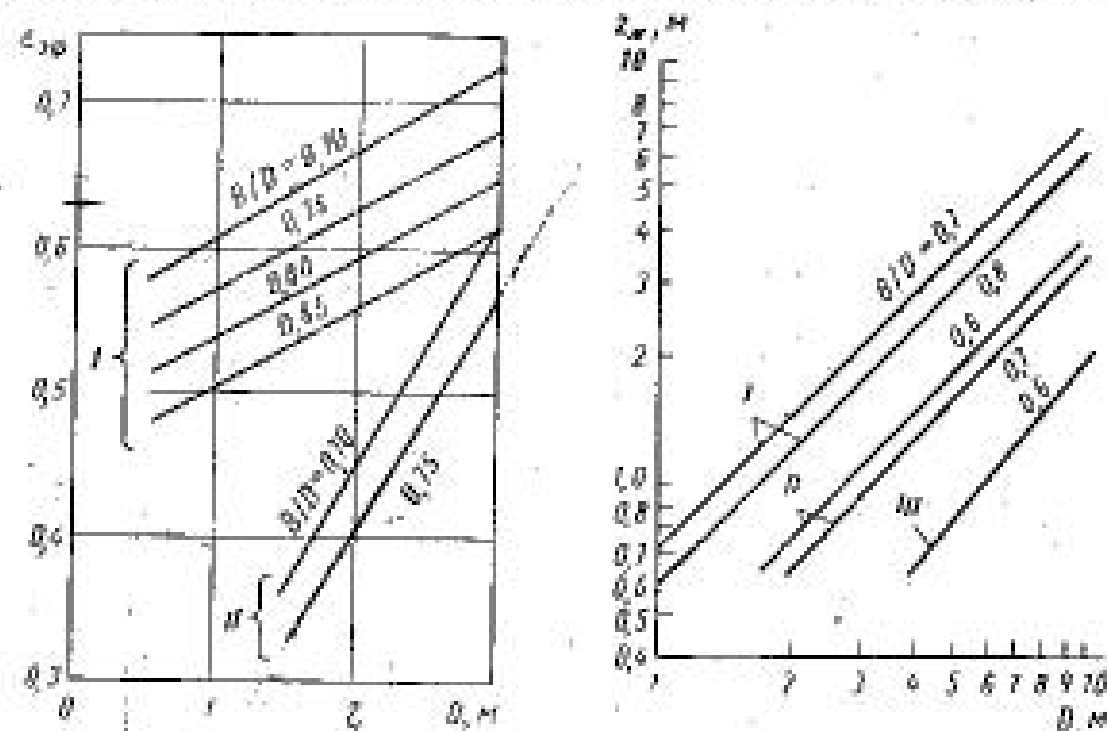


Рис. III-7. Зависимость ориентировочных значений эффективной рабочей площади однопоточных (I) и двухпоточных (II) тарелок от диаметра колонны.

Рис. III-8. Зависимость длины пути жидкости на тарелке от диаметра колонны: I — однопоточная тарелка; II — двухпоточная тарелка; III — четырехпоточная тарелка.

ствующий конкретным условиям работы колонны. При работе колонны с постоянным флегмовым числом рабочая линия проходит через начало координат, при работе же с постоянным расходом жидкости рабочая линия располагается параллельно оси ординат. Отношение ординат точек А и Б, а также А' и Б' определяет диапазон устойчивой работы тарелок n .

Линию минимально допустимых нагрузок для колпачковых тарелок [48] можно построить, пользуясь графиком, приведенным на рис. III-10. На этом графике $w_{\min}$ обозначает скорость пара в свободном сечении колонны, соответствующую началу равномерной работы тарелок. Расчетная минимально допустимая скорость пара, при которой наблюдается устойчивая и эффективная работа колпачковой тарелки, должна быть несколько увеличена, а именно:

$$w_{\min} = w'_{\min} + 8,47 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}}$$

График, приведенный на рис. III-10, особенно полезен при конструировании тарелок, работающих с повышенными жидкостными

и паровыми нагрузками, так как он позволяет правильно выбрать n_2 и n_r , которые будут способствовать равномерной и устойчивой работе тарелок.

Для обеспечения равномерной и эффективной работы колпачковой тарелки величина статического погружения прорезей должна составлять не менее 12 мм, так как это предотвратит отдувание жидкости от колпачка.

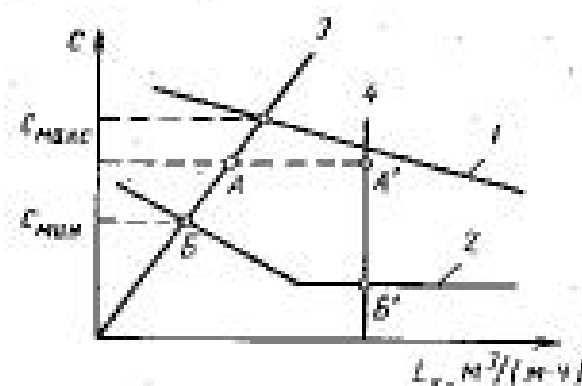


Рис. III-9. График для определения диапазона устойчивой работы колонны и тарелок.

Линии: 1 — максимально допустимых нагрузок; 2 — минимально допустимых нагрузок; 3 — рабочая, для колонны, производительность которой устанавливается при постоянном флегмовом числе; 4 — то же, при постоянном расходе жидкости.

Для колпачковых тарелок линию минимально допустимых нагрузок можно построить также на основе соотношения между градиентом уровня жидкости на тарелке и сопротивлением сухой тарелки, воспользовавшись уравнением

$$\Delta P_{\text{сух}} = 20A \quad (\text{III.10})$$

Считается, что при указанном соотношении нагрузка по пару колпачков, ряды которых расположены со стороны входа жидкости, будет составлять 85% номинальной, а расположенных со стороны выхода жидкости уже 120%, т. е. тарелка будет работать

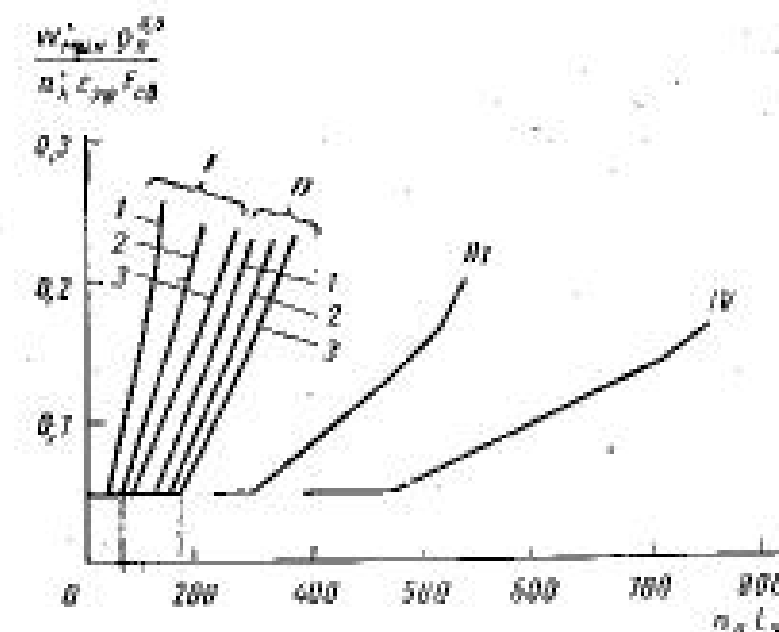


Рис. III-10. Линии минимально допустимых нагрузок по паре для колпачковых тарелок с круглыми колпачками диаметром 100 мм: 1 — $(h_{\text{пер}} + \Delta h) = 0$; 2 — $(h_{\text{пер}} + \Delta h) = 12$ мм; 3 — $(h_{\text{пер}} + \Delta h) = 25$ мм; 4 — $h_2 = 10$ мм; 5 — $h_2 = 25$ мм; 6 — $h_2 = 45$ мм; 7 — $h_2 = 60$ мм.

достаточно равномерно по всему сечению. Порядок расчета сопротивления сухой тарелки и градиента уровня жидкости на тарелке описывается ниже. Определение минимально допустимых нагрузок по уравнению (III.10) требует достаточно трудоемких

вычислений поскольку градиент уровня жидкости на тарелке является сложной функцией скорости пара.

Для тарелок с S-образными элементами линию минимально допустимых нагрузок можно построить по уравнению

$$w = C_{\text{мин}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}}}} \quad (\text{III.11})$$

причем

$$\text{при } \frac{L_V}{a_p} \leq 4,7$$

$$C_{\text{мин}} = 5,75 \cdot 10^{-3} \left(7 - \frac{L_V}{a_p} \right)$$

$$\text{при } \frac{L_V}{a_p} > 4,7$$

$$C_{\text{мин}} = 1,33 \cdot 10^{-2}$$

Здесь через a_p обозначено число паровых патрубков на один поток жидкости. Равномерная работа клапанных тарелок обычно определяется уравнением

$$\frac{w}{F_{\text{св}}} \rho_{\text{п}}^{0,5} = 5$$

Визуальные наблюдения за работой клапанных тарелок в абсорбере диаметром 2 м показали, что при указанном условии сильный провал жидкости через клапаны прекращается [51]. На основе приведенного соотношения коэффициент $C_{\text{мин}}$ в уравнении (III.11) можно выразить следующим образом

$$C_{\text{мин}} = \frac{5F_{\text{св}}}{\sqrt{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}} \quad (\text{III.12})$$

Для клапанных балластных тарелок рекомендуется следующая зависимость [23]

$$C_{\text{мин}} = 0,0915 F_{\text{св}} \quad (\text{III.13})$$

Свободное сечение клапанных тарелок можно определить по уравнению

$$F_{\text{св}} = 0,915 \left(\frac{d_{\text{отн}}}{l_{\text{ш}}} \right)^2 \quad (\text{III.14})$$

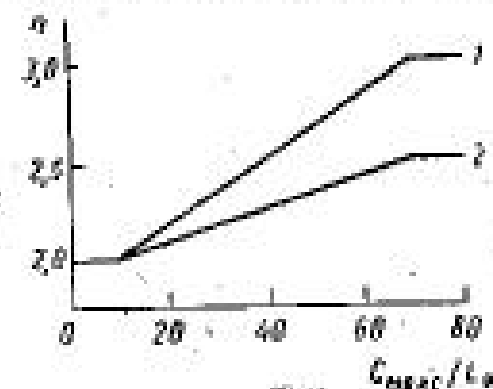
Свободное сечение струйных тарелок, включая тарелки с отбойниками, можно определить по уравнению

$$F_{\text{св}} = \frac{C_{\text{макс}}}{aL_V + bn}$$

Коэффициент $C_{\text{макс}}$ находится по уравнению (III.3). Для струйных тарелок $a = 20$; $b = 2430$. Проведенные расчеты показали, что умеренные величины сопротивлений тарелок получаются в том случае, когда диапазон их устойчивой работы определен по графику, приведенному на рис. III-11.

Свободное сечение ситчатых тарелок можно определять по уравнению, полученному при анализе минимально допустимых

Рис. III-11. Зависимость диапазона устойчивой работы тарелок от показателя $C_{\text{макс}}/L_V$.
Тарелки: 1 — струйные и ситчатые с отбойниками; 2 — ситчатые.



нагрузок, соответствующих прекращению провала жидкости через перфорацию

$$F_{\text{св}} = \frac{1,6 \left(\frac{w_{\text{макс}}}{n} \right) \rho_{\text{п}}^{0,5}}{100 \left\{ 1 - \sqrt{1 - 3,2 \cdot 10^{-3} \left[a_p \rho_{\text{ж}} + 3,2 \left(\frac{L_V}{n} \right)^{2/3} + \frac{4\sigma}{d_{\text{отн}}} + 63 \right]} \right\}}$$

Расчетные величины свободного сечения следует подвергать проверке.

Для струйных тарелок возможность использования расчетного свободного сечения проверяется с помощью следующего выражения

$$F_{\text{св}} \leq \frac{l_{\text{ш}} e_{\text{эф}}}{2(b_1 + a_1)(b_2 + a_2)}$$

здесь a_1 , a_2 , b_1 , b_2 — размеры отверстий и расстояние между ними, м; $e_{\text{эф}}$ — определяется по графику, приведенному на рис. III-7.

Возможность использования расчетного свободного сечения ситчатых тарелок с отбойниками проверяется на основе следующего соображения: свободное сечение просечно-вытяжного листа может составлять от 10 до 20%.

Возможность использования расчетного свободного сечения ситчатых тарелок подтверждается в том случае, когда соотношение $l_{\text{ш}}/d_{\text{отн}}$, определяемое по уравнению

$$\frac{l_{\text{ш}}}{d_{\text{отн}}} = 0,95 \sqrt{\frac{e_{\text{эф}}}{F_{\text{св}}}} \quad (\text{III.15})$$

не выходит из пределов своих оптимальных значений (2,0—2,5). Если $l_{\text{ш}}/d_{\text{отн}} < 2,5$, следует применять наклонные сливные перегородки, так как при этом увеличивается рабочая площадь

При значительном изменении паровых и жидкостных нагрузок по высоте колонны свободное сечение некоторых тарелок следует уменьшать, перекрывая часть рабочей площади тарелки сплошными листами. Новое значение свободного сечения $F_{св}$ определяется по уравнению

здесь $C_{\text{макс}}$ и $C_{\text{раб}}$ — коэффициенты, соответствующие максимально допустимым и рабочим скоростям пара в колонне. Свободное сечение тарелки целесообразно уменьшать в направлении, встречном движению жидкости.

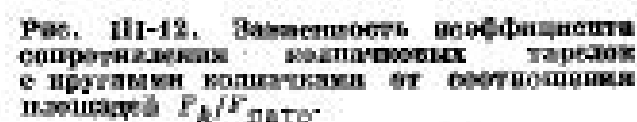
$$\Delta P = \Delta P_{\text{cyl}} + \Delta P_{\text{sc}} \quad (\text{III.16})$$

Первую составляющую в уравнении (III.16) обычно рассматривают как потерю скоростного напора газа (пара) вследствие преодоления ряда местных сопротивлений на сухой, неорошаемой тарелке:

Коэффициенты сопротивления сухой тарелки имеют следующие значения:

Коэффициенты сопротивления колпачковых тарелок можно определять как сумму местных сопротивлений, возникающих, например,

где ξ_i — коэффициенты местных гидравлических сопротивлений;
 w_1 — скорость пара в различных сечениях колпачка, м/с; w_2 —
 скорость пара в патрубках, м/с.



Коэффициент сопротивления клапанных тарелок, диаметр клапана которых равен 50 мм, а размер отверстия под клапан — 40 мм, определяется по величине отношения высоты подъема клапана h к диаметру отверстия [52]:

Коэффициент сопротивления тарелок при полностью открытых клапанах

Коэффициент сопротивления сетчатых тарелок [53] можно определять по уравнению

Коэффициент k из уравнения (III.18) определяется по графику, приведенному на рис. III-13.

Для колпачковых тарелок второе слагаемое уравнения (III.16) пропорционально общей высоте слоя невспениваемой жидкости. Однако это условие не всегда выполняется и поэтому в расчет вводят поправку — так называемый фактор аэрации. Если не вводить подобной поправки, как это делается в книге, то расчет даст несколько завышенные значения сопротивлений.

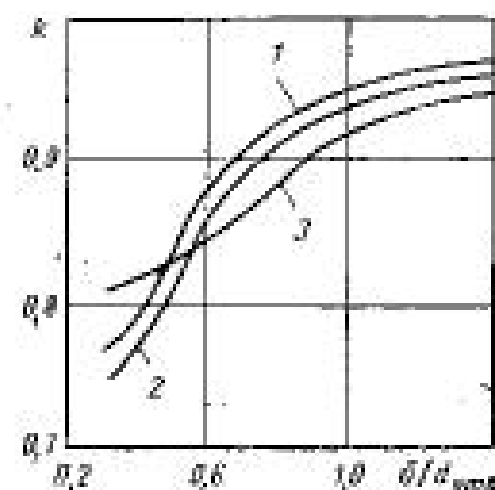


Рис. III-13. Зависимость коэффициента k из уравнения (III.18) от критерия Re и комплекс B/D .

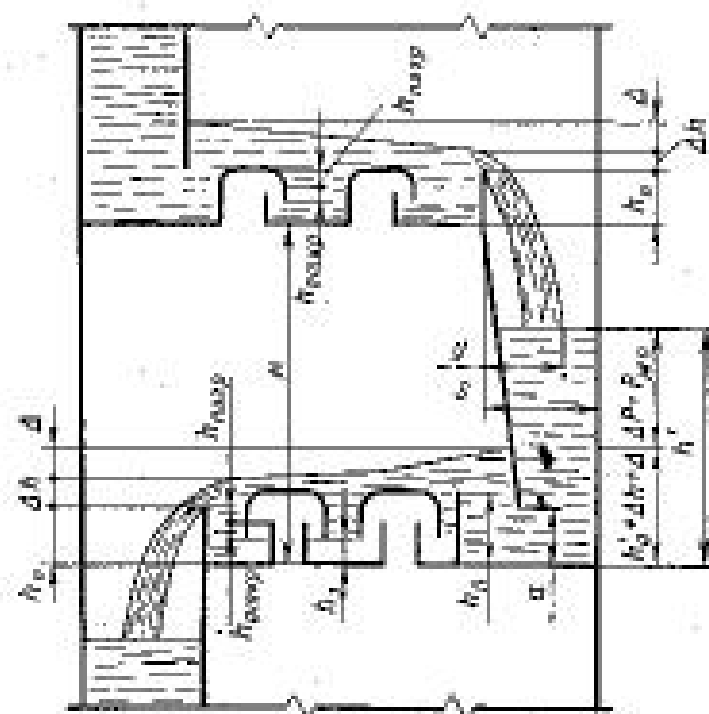
1 — $Re = 4000-20000$; 2 — $Re = 3000$; 3 — $Re = 2000$.

Высота погружения прорезей определяется как разность отметок верхней кромки сливной перегородки и верхнего обреза прорезей (рис. III-14). Высота открывания прямоугольных прорезей $h_{откр}$ определяется по уравнению [54]

$$h_{откр} = 756 \left[\frac{V_{пр}}{b} \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{ж} - \rho_{п}}} \right]^{2/3}$$

где $V_{пр}$ — объем газа, проходящего через одну прорезь колпачка, m^3/c ; b — ширина прорези колпачка, m .

Рис. III-14. Схема работы колпачковых тарелок с круглыми колпачками и тарелок с S-образным зацеплением (жидкость на тарелке условно изображена как светлая, невспениваемая).



Для треугольных и трапецевидных прорезей рекомендуется сначала найти нагрузку при полностью открытых прорезях,

а затем определить высоту действительного открывания, пользуясь схемой, приведенной на рис. III-15. Для приближенных расчетов сопротивления при максимально допустимых нагрузках можно принимать, что $h = 2/3 h_{откр}$. Уравнения, определяющие высоту открывания прорезей, иногда применяются также для оценки устойчивой работы тарелок.

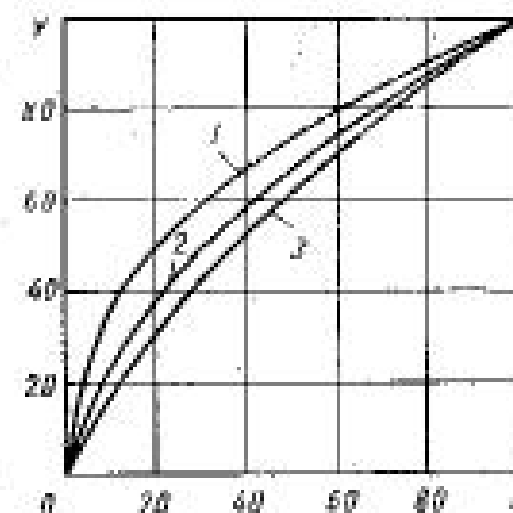


Рис. III-15. Зависимость открывания прорезей Y (в % от ее высоты) от нагрузки X (в % от нагрузки при полностью открытой прорези).

Прорези: 1 — треугольная; 2 — трапецевидная; 3 — прямоугольная.

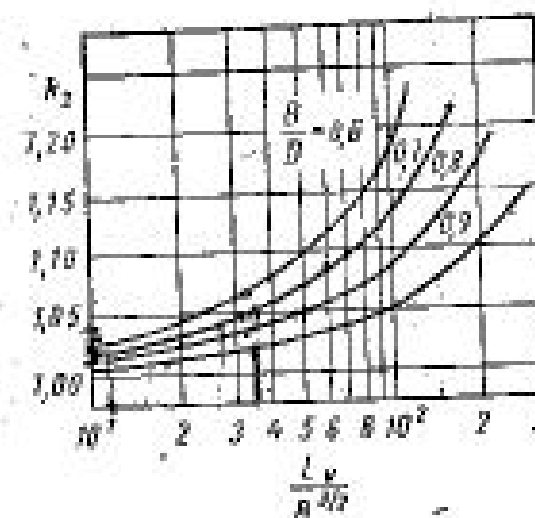


Рис. III-16. Зависимость коэффициента k_2 из уравнения (III.19) от комплекс B/D и $L_v/B^{3/2}$.

Подпор жидкости над сливной планкой Δh (в мм) определяется по уравнению

$$\Delta h \sim k_1 k_2 L_v^{3/2} \quad (III.19)$$

где k_1 — коэффициент, зависящий от формы сливной планки; k_2 — коэффициент, учитывающий сжатие потока стенками колонны. При прямой сливной планке $k_1 = 2.8-3.2$ [26], при зубчатой сливной планке с треугольными вырезами (угол при вершине равен 90°) и высотой выреза, не превышающей подпора жидкости над водосливом, $k_1 = 6.13$ [26]. Коэффициент k_2 определяется по графику, приведенному на рис. III-16. Для большинства колонн $k_2 = 1.01-1.02$.

Градиент уровня жидкости на колпачковой тарелке можно определить при помощи графика, приведенного на рис. III-17, а и следующего уравнения [55]:

$$\Delta_0^{1.4} + \frac{3\pi p}{(1.5\pi p - 1.4)} \left[h_0 + \Delta h + k_2 \left(\frac{l_m}{l_c} - 1 \right) \right] \Delta_0^{0.6} - \frac{6.65 \cdot 10^3 B L_v^{1.2}}{C l_c (1.5\pi p - 1.4)} = 0 \quad (III.20)$$

где B — средняя ширина потока жидкости на тарелке, m ; C — коэффициент, определяемый по графику, приведенному на

рис. III-17, б; n_p — число рядов колпачков на одном потоке жидкости; h_a — зазор между колпачком и основанием тарелки, мм; L_c — суммарное расстояние между колпачками в ряду, перпендикулярном потоку жидкости, мм; l_m — шаг между колпачками, мм.

Уравнение (III.20) может быть решено методом последовательных приближений или графически.

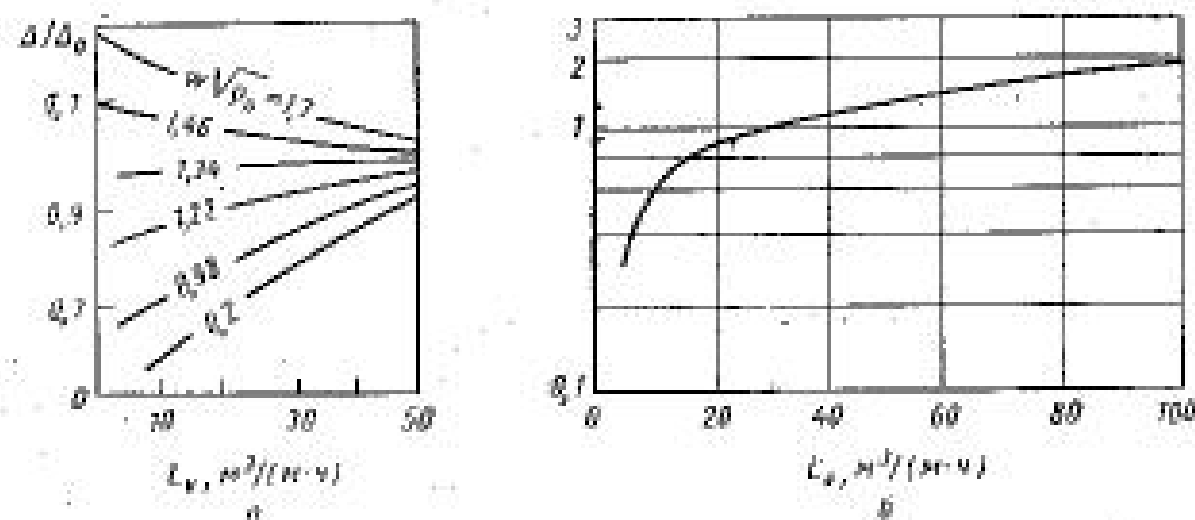


Рис. III-17. Расчетный график для определения градиента уровня жидкости на колпачковой тарелке по уравнению III.20

а — определение Δ/Δ_0 ; б — определение коэффициента C .

Для тарелок с S-образными элементами составляющая $\Delta P_{ж}$ из уравнения (III.16) определяется по высоте слоя светлой жидкости и дополнительному сопротивлению, вызванному трением газа о струи и капли жидкости

$$\Delta P_{ж} = [k_{пор} + \Delta h + 0,02 (w_0 \sqrt{\rho_n})^{2,4}] \rho_{ж} g$$

Для тарелок со стандартными S-образными элементами глубина погружения прорезей $h_{пор} = 27$ мм.

Для клапанных тарелок $\Delta P_{ж}$ определяется высотой слоя светлой жидкости на тарелке. Сопротивление жидкости можно приближенно оценить по уравнению

$$\Delta P_{ж} = (h_0 + \Delta h) \rho_{ж} g$$

Для ситчатых тарелок $\Delta P_{ж}$ определяется высотой сливной планки h_n и подбором жидкости над водосливом:

$$\Delta P_{ж} = \varphi (h_n + \Delta h) \rho_{ж} g$$

Коэффициент аэрации φ зависит от расхода пара и жидкости и общей высоты светлой жидкости на тарелке. По некоторым данным φ изменяется от 1,2 до 0,4, по другим — остается постоянным и равно 0,85 [46, 47]. Поскольку в большинстве случаев $\varphi < 1$, для технических расчетов можно принять, что $\varphi = 1$ либо 0,85.

Для струйных тарелок величина $\Delta P_{ж}$ зависит главным образом от расходов пара и жидкости и определяется по уравнению

$$\Delta P_{ж} = 2,7 \cdot 10^{-2} \Delta P_{сyx} \left(\frac{L}{V} \right)^2 \rho_n \rho_{ж}$$

Для струйных тарелок с отбойниками можно использовать следующее уравнение

$$\Delta P_{ж} = 18,7 \Delta P_{сyx} \frac{\Delta h}{w_1^2 \rho_n^2} \rho_{ж}$$

Величина составляющей $\Delta P_{ж}$ дает возможность оценить высоту вспененного слоя жидкости $H_{всп}$ на тарелках (колпачковых, с S-образными элементами, клапанных и ситчатых) по уравнению

$$H_{всп} = \frac{k \Delta P_{ж}}{\rho_{ж} g}$$

где k — коэффициент вспенивания жидкости, для мало- и среднепенящихся жидкостей $k = 4-5$.

Для расчета сопротивления решетчатых провальных тарелок из большого количества уравнений, приведенных в литературе, отметим лишь одно, получившее наибольшее распространение в расчетной практике [50]

$$\Delta P = \frac{\xi \rho_n w^3}{2 F_{сб}^2 (1-\beta) (1-\tau)^2} [1 - \tau (1-\beta)] + \frac{2\sigma}{b (1-\beta)}$$

Величины τ , ξ и β определяются соответственно по уравнениям (III.6)—(III.9). Отметим также, что сопротивление решетчатых тарелок в режиме захлебывания может быть рассчитано при помощи следующего уравнения [56]:

$$\Delta P_{захл} = 310 (L/V)^{0,25}$$

Проверка работоспособности тарелок производится по допустимой величине межтарельчатого уноса жидкости или по пропускной способности переливного устройства.

Для определения величины межтарельчатого уноса жидкости используют различные эмпирические корреляции, полученные при обработке опытных данных по испытанию тарелок главным образом на холодных стендах. Ниже приводятся несколько различных методов расчета, применение которых позволит более надежно определять величину межтарельчатого уноса жидкости.

Унос жидкости с тарелки можно определять по обобщенному уравнению [57]

$$e = \frac{A (0,052 h_0 - 1,72)}{H^2 \varphi^2} \left(\frac{w}{\varepsilon_{ж} \rho_n} \right)^{3,7} \quad (\text{III.21})$$

где h_c — глубина барботажа, мм; m — коэффициент, определяемый по уравнению

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\sigma}{\rho_n} \right)^{0,295} \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_n}{\mu_n} \right)^{0,424} \quad (\text{III.22})$$

ψ и A — коэффициенты:

$$\begin{aligned} \text{при } H < 400 \text{ мм} \quad A &= 9,48 \cdot 10^7; \beta = 4,36 \\ \text{при } H \geq 400 \text{ мм} \quad A &= 0,159; \beta = 0,95 \end{aligned}$$

Для кольчатковых тарелок величина h_c определяется с учетом открывания прорезей, $h_c \geq 52$ мм. В зависимости от скорости пара w расчетное значение коэффициента ψ можно принимать по следующим данным:

Тарелки	При $w = 0,5 w_{\max}$	При $w_{\max}$
Кольчатковые	0,4	0,6
С S-образными элементами	0,3	0,6
Клапанные	0,6	0,8
Ситчатые	0,8	0,9

В пределах допустимых нагрузок величина уноса жидкости со струйных тарелок, включая тарелки с отбойниками, обычно не превышает 0,1 кг/кг. Поскольку струйные, а также ситчатые тарелки с отбойниками могут применяться в вакуумных колоннах, приведем некоторые зависимости, позволяющие оценить величину уноса жидкости с этих тарелок [58]. При $H = 450$ мм можно пользоваться следующими уравнениями: для тарелок, изготовленных из просечно-вытяжного листа со свободным сечением, составляющим 20% у основания и 50% у отбойников

$$\epsilon = A \left(\frac{w}{\epsilon_{\text{эф}} m} \right)^{4,7}$$

при $L_v \leq 10 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ $A = 2,7 \cdot 10^{-5}$, при $L_v > 10 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ $A = 5,5 \cdot 10^{-6}$, коэффициент m определяется по уравнению (III.22).

Для тарелок, изготовленных из просечно-вытяжного листа со свободным сечением, составляющим 30% у основания и 50% у отбойников

$$\epsilon = 1,5 \cdot 10^{-4} \left(\frac{w}{\epsilon_{\text{эф}} m} \right)^{2,4} L_v^{0,9}$$

Большое распространение получил также метод обработки опытных данных и расчета величины уноса жидкости в зависимости от комплекса w/H_c , где H_c выражено в м [59—64]. Используя методику перехода от системы вода — воздух к реальной газожидкостной системе [57], расчетные графики можно привести к следующему виду (рис. III-18). Различное положение кривых на этом графике лишний раз подтверждает отсутствие надежных

методов расчета величины уноса жидкости. Рекомендуется пользоваться только кривыми 1 и 2, так как они обеспечивают некоторый запас при дальнейшем расчете числа тарелок.

Определенный практический интерес, в частности, для вакуумных колонн, представляет метод расчета уноса жидкости в зависимости от комплекса $(L/V)(\rho_n/\rho_{ж})^{0,5}$ и относительной паровой нагрузки при помощи графиков, приведенных на рис. III-19, а, б для кольчатковых и ситчатых тарелок [45] и на рис. III-19, в

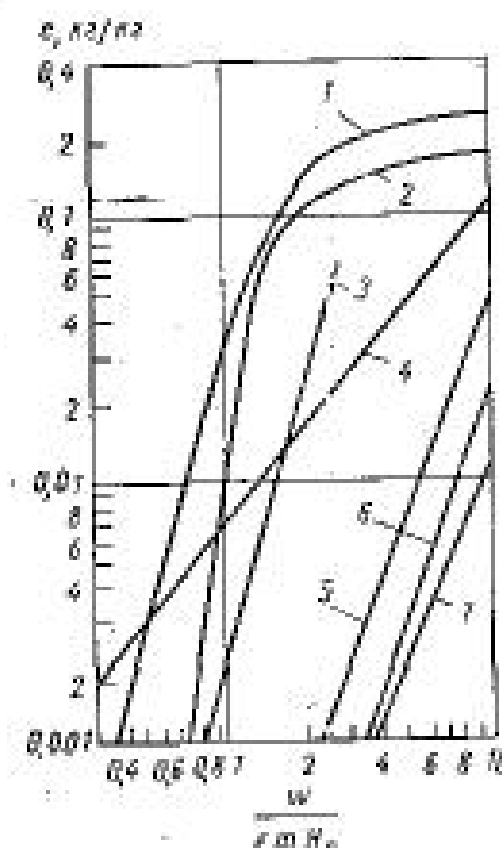


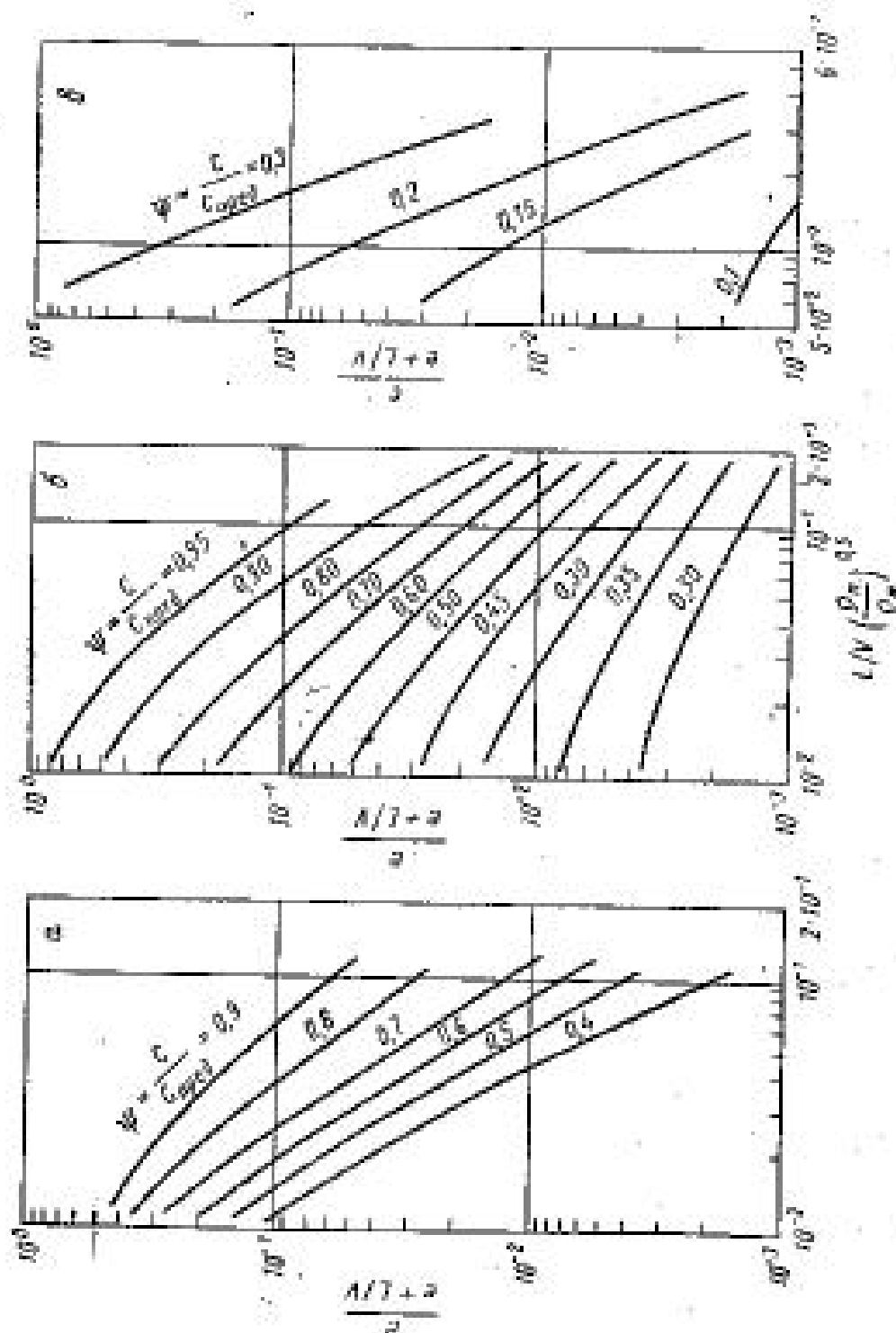
Рис. III-18. Зависимость относительного уноса жидкости с тарелки от комплекса $w/\epsilon m H_c$.

Тарелки: 1 — кольчатковая [60]; 2 — ситчатая [61]; 3 — ситчатая с краевыми отверстиями, открытыми вверх [64]; 4 — из S-образных элементов [58]; 5 — решетчатая, проволочного типа [61]; 6 — струйная [52]; 7 — клапанная боковая [63].

для струйных тарелок [65]. Расчет по этим графикам производится следующим образом. Для определенного значения комплекса $(L/V)(\rho_n/\rho_{ж})^{0,5}$ и принятого расстояния между тарелками H по графику, приведенному на рис. III-5, определяется величина $2C_{\text{пред}}/(1 + \epsilon)$. Далее вычисляется аналогичная величина для рабочей нагрузки $2C_{\text{рас}}/(1 + \epsilon)$ и определяется отношение $\psi = C_{\text{рас}}/C_{\text{пред}}$. По полученному значению ψ из графиков, приведенных на рис. III-19, а—в, находят величину комплекса $\epsilon/[\epsilon + (L/V)]$ и далее — искомую величину ϵ . Условная предельная нагрузка для струйных тарелок (см. рис. III-19, в) определяется такой скоростью пара, при которой общий перепад давления на тарелке (в мм столба жидкости) численно равен расстоянию между тарелками [65].

Для практических расчетов достаточно определять величину уноса жидкости с точностью до $\pm 10-20\%$. Столь невысокая точность расчета оправдывается тем, что при изменении величины уноса жидкости в указанных пределах эффективность тарелок будет изменяться незначительно.

Рис. III-10. График для определения уноса жидкости с тарелочных (а), сетчатых (б) и струйных (в) тарелок в вакуумных и атмосферных колоннах.



В результате расчетов ректификационных колонн с колпачковыми тарелками при скоростях пара, определенных по уравнению Саудерса и Брауна, при расстоянии между тарелками $H = 450-600$ мм было найдено [57], что величина уноса жидкости (в кг/кг) представляет:

В колоннах, работающих под давлением	0,01—0,015
В атмосферных колоннах	0,03—0,06
В вакуумных колоннах	0,26—0,54

В связи с этим межтарельчатый унос жидкости надо определять лишь в колоннах, работающих при атмосферном давлении и под вакуумом.

Для колонн с беспереливными тарелками расстояние между ними должно быть больше высоты вспененного слоя жидкости на тарелке и сепарационного пространства

$$H \geq H_{\text{всп}} + H_c$$

Высоту вспененного слоя жидкости на решетчатых тарелках можно определять по величине сопротивления тарелки

$$H_{\text{всп}} = \frac{\Delta P}{\rho_n' \rho_{\text{ж}} g} = \xi \frac{w^2 \rho_n}{2 F_{\text{св}}^2 (1-\tau)^2 \rho_n' \rho_{\text{ж}}}$$

где $H_{\text{всп}}$ выражено в мм; ρ_n' — относительная плотность вспененной жидкости ($\rho_n' = 0,2-0,4$); при нагрузках соответствующих скоростям захлебывания, плотность вспененной жидкости (в кг/м³) можно определить по уравнению

$$\rho_n = 0,24 \left(\frac{L}{V} \right)^{0,14}$$

Значения τ и ξ находят по уравнениям (III.7) и (III.8).

Высоту сепарационного пространства можно определить исходя из величины межтарельчатого уноса жидкости, которая должна составлять, например, не более 5%. С учетом влияния физических свойств системы расчетное уравнение для определения высоты сепарационного пространства колонны будет иметь вид

$$H_c = 6,08 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\mu_n}{\sigma} \right)^{0,13} \left(\frac{\rho_n}{\rho_{\text{ж}} - \rho_n} \right)^{0,235}$$

Высота сепарационного пространства не должна быть меньше 100 мм. Для ориентировочных расчетов можно принять, что $H_c = 100-300$ мм. Величина уноса жидкости $e = 0,05$ кг/кг в колоннах промышленного размера соответствует высоте сепарационного пространства 250—300 мм.

В результате расчета переливного устройства определяются размеры наиболее узкого сечения перелива и проверяется высота

слоя жидкости в сливном устройстве, вылет ниспадающей струи жидкости и время пребывания жидкости в переливе (см. рис. III-14).

Высота слоя вспененной жидкости в сливном устройстве определяется по уравнению

$$h' = h_n + \Delta h + \Delta + \left(\frac{\Delta P}{\rho_{ж}} + \Delta P_{ж.п} \right) \frac{1}{g}$$

где $\Delta P_{ж.п}$ — сопротивление движению жидкости в переливе, Па. В данном уравнении h_n обозначает высоту сливной или затворной планки. Для расчетов следует принимать большую величину h_n . Для колпачковых тарелок с круглыми колпачками Δ определяется по уравнению (III.20). Для тарелок с S-образными элементами величину Δ можно уменьшить в 1,5 раза; для клапанных и ситчатых тарелок — в 2 раза по сравнению со значением, вычисленным для колпачковых тарелок.

Градиент уровня жидкости на ситчатых тарелках можно определить по уравнению [66]

$$\Delta = 2 \cdot 10^{-4} \frac{\left(\frac{1}{4} B + h_0 \right)^2 \rho_{ж} B L_V Z_{ж}}{(E h_0)^3 \rho_{ж}}$$

где h_0 — глубина барботажка, м; $Z_{ж}$ — длина пути жидкости по тарелке, м.

Для струйных тарелок и ситчатых с отбойниками величину Δ можно не учитывать. Сопротивление движению жидкости в переливе определяется по уравнению

$$\Delta P_{ж.п} = k g \left(\frac{L_V}{3600 a} \right)^2$$

где a — линейный размер наиболее узкого сечения перелива, м; k — коэффициент. Для тарелок без затворной планки $k = 190$, с затворной планкой 250. Наиболее узкое сечение перелива a должно составлять не менее 40 мм. Однако в целях обеспечения равномерного распределения жидкости по длине переливной планки, этот размер не должен значительно превышать 40 мм. При этом сопротивление перетoku жидкости должно быть не более 250 Па.

Как правило, жидкость в переливном устройстве содержит пузырьки пара. Степень насыщения ее паром настолько велика, что необходимо учитывать вспениваемость жидкости, которая зависит, во-первых, от интенсивности пенообразования самой жидкости, во-вторых, от ее расхода, так как падающая струя жидкости увлекает с собой пузырьки пара. С учетом вспениваемости уровень жидкости в сливном устройстве (H_n) определяется равенством

$$H_n = \frac{h'}{\rho_{п}}$$

Величины средней относительной плотности вспененной жидкости в переливном устройстве приведены в следующей таблице.

Интенсивность пенообразования	$\rho_{п}$ при различных значениях расхода жидкости, м ³ /(м·ч)		
	< 65	65—100	> 100
Слабая	0,65	0,6	0,5
Средняя	0,55	0,5	0,4
Большая	0,4	—	—

Различным условиям разделения соответствуют примерно следующие интенсивности пенообразования жидкости в сливном устройстве:

В колоннах стабилизации и разделения углеводородных газов (кроме легких углеводородов типа метана и этана)	Малая
В атмосферных колоннах для перегонки нефти, абсорберах и десорберах	Средняя
В вакуумных колоннах для перегонки макуты и в колоннах очистки и осушки газа растворами гликолей и аминов	Большая

Величину вылета ниспадающей струи (y , м) определяют по уравнению [67]

$$y = \left(4,5 \frac{L_V}{\Delta h} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{g} (H + h_n + 1,7 \Delta h - h')} \quad (\text{III.23})$$

или по уравнению [68]

$$y = 0,8 \sqrt{\Delta h (H + h_n - h')} \quad (\text{III.24})$$

В уравнениях (III.23) и (III.24) все линейные размеры выражены в м, а L_V — в м³/(м·с).

Для колонн с колпачковыми и ситчатыми тарелками, работающих с большими нагрузками по жидкости или под давлением, рекомендуется определять условное время пребывания жидкости в переливе

$$\tau = \frac{3600 V_{пер}}{B L_V} \quad (\text{III.25})$$

и сравнивать его с допустимым значением [66]

$$\tau_{доп} = 8 - 6 \frac{h'}{H} \quad (\text{III.26})$$

В уравнениях (III.25) и (III.26) $V_{пер}$ — объем перелива, м³; τ и $\tau_{доп}$ выражены в с.

Для средне- и сильнопениющихся жидкостей допустимое время должно быть увеличено в 1,5 и 2 раза. На основе рекомендуемой

в работе [69] допустимой скорости жидкости в переливе для колонн с клапанными и балластными тарелками допустимое время пребывания жидкости в переливе можно определить по уравнению

$$\tau_{\text{доп}} = \frac{4,7}{f} \sqrt{\frac{H}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}}}$$

Коэффициент f , характеризующий вспениваемость жидкости в переливе, принимается по следующим данным:

Жидкость выпаривалась (ректификация нефтяных фракций, углеводородных газов и т. д.)	1,0
Интенсивность пенообразования жидкости:	
слабая	0,9
средняя (абсорбция углеводородных газов керосином, растворами аминов)	0,85
сильная (осушка газа растворами гликолей)	0,73

Для нормальной работы колонн без захлебывания необходимо, чтобы выполнялись три условия:

$$H_{\text{в}} < H + \lambda$$

$$y < S$$

$$\tau_{\text{доп}} < \tau$$

где S — максимальная ширина переливного устройства.

Если первое условие не выполняется, то обычно увеличивают расстояние между тарелками; если не выполняются второе и третье, то увеличивают ширину сливного устройства, что, однако, не всегда возможно, так как это может привести к уменьшению рабочей площади тарелки. Однако в большинстве случаев, если не выполняются второе и третье условия, уменьшают производительность или при заданной производительности увеличивают диаметр колонны до ближайшего большего значения по нормальному ряду диаметров и снова проверяют выполнение указанных выше условий.

При расчете переливного устройства следует учитывать межтарельчатый унос жидкости, если его величина превышает 20% от соотношения расходов жидкости и пара ($\epsilon > 0,2L/V$). В этом случае расчетная величина расхода жидкости определяется соотношением

$$L_{\text{в расч}} = L_{\text{в}} \left(1 + \frac{\epsilon V}{L}\right)$$

Рекомендуемая методика проверки условий нормальной работы тарелки без захлебывания в основном справедлива лишь для колпачковых, клапанных и ситчатых тарелок, а при больших расходах жидкости и для тарелок из S -образных элементов.

Расчет эффективности тарелок. Рассмотрим методику определения коэффициентов эффективности тарелок E_{MV} для процессов

разделения бинарных смесей. Коэффициенты E_{MV} являются сложной функцией гидродинамических и кинетических параметров процессов. Их значения для перекрестного и перекрестно-прямоточного движения потоков могут быть найдены при помощи следующих зависимостей

$$E_{\text{MV}} = \frac{E'_{\text{MV}}}{1 + \frac{6\lambda}{1-\theta} E'_{\text{MV}}} \quad (\text{III.27})$$

$$\frac{E'_{\text{MV}}}{E_{\text{V}}} = \frac{1}{B'} \left[\left(1 + \frac{B'}{s}\right)^2 - 1 \right] \quad (\text{III.28})$$

$$B' = \frac{\lambda E_{\text{V}} + \frac{\epsilon V}{L}}{(1-\theta) \left(1 + \frac{\epsilon V}{L}\right)} \quad (\text{III.29})$$

$$E_{\text{V}} = 1 - \exp(-N_{\text{ог}}) \quad (\text{III.30})$$

где θ — доля байпасирующей жидкости; E_{V} — локальная эффективность контакта.

Приведенные зависимости учитывают соответственно: влияние поперечной неравномерности потока жидкости, продольного перемешивания жидкости, уноса жидкости и продольного перемешивания пара. Параметрами гидродинамических моделей здесь являются: доля байпасирующей жидкости θ , характеризующая степень поперечной неравномерности потоков, число секций полного перемешивания s , характеризующее степень продольного перемешивания жидкости, относительный унос жидкости ϵ .

При прямоточном и противоточном движении потоков вместо уравнений (III.28) — (III.30) следует принимать

$$E'_{\text{MV}} = \frac{1 \pm \exp[-(1+\lambda)N_{\text{ог}}]}{1 + \lambda \exp[-(1+\lambda)N_{\text{ог}}]}$$

В числителе знак плюс соответствует прямотоку, а минус — противотoku.

Для определения величины θ можно использовать график, приведенный на рис. III-20 [70] или рекомендации из работы [71]. При определении числа секций полного перемешивания s можно воспользоваться выражением эквивалентной связи секционной и диффузионной моделей

$$s = 0,5\text{Re} + 1 \quad (\text{III.31})$$

и следующими уравнениями для коэффициента продольной турбулентной диффузии

для колпачковых тарелок [59]

$$D_{\text{r}} = 9,3 \cdot 10^{-2} \left[1 + 0,044 \left(\frac{d_{\text{к}}}{0,025} - 3 \right)^2 (0,0124 + 0,056\omega_1 + 0,0033L_{\text{в}} + 0,59\lambda_{\text{ог}})^2 \right] \quad (\text{III.32})$$

для клапанных тарелок [72]

$$D_T = 0,955 w_{ж} \quad (III.33)$$

для ситчатых тарелок [73]

$$D_T = 0,144 h_n \sqrt{\frac{w_{ж} w}{\varphi(1-\varphi)}} \quad (III.34)$$

В уравнениях (III.31)–(III.34) $Re = Z_{ж}^2 / (D_T \tau_{ж})$; D_T — коэффициент турбулентной диффузии, m^2/c ; $Z_{ж}$ — длина пути жидкости

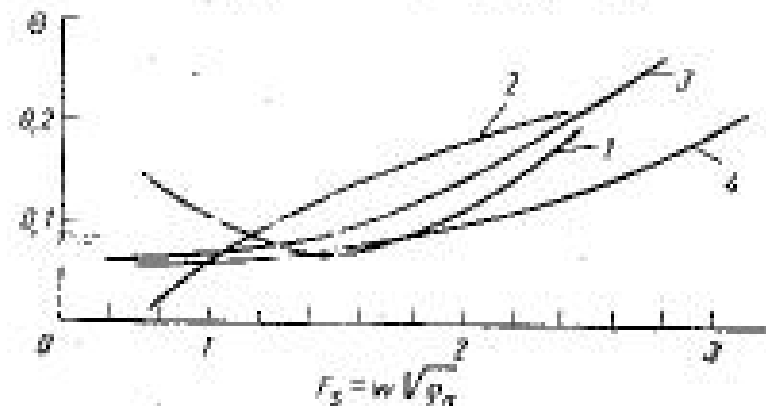


Рис. III-20. Зависимость доли байпасирующего потока жидкости θ (система тарелок — отбойников) от фактора скорости $F_{ж}$ для тарелок диаметром 1200 мм:

1 — с круглыми колпачками; 2 — на S-образных элементах; 3 — клапанных прямоугольных; 4 — ситчатых с отбойниками.

по тарелке, м; $\tau_{ж}$ — условное время пребывания жидкости на тарелке, с; $d_{ж}$ — диаметр колпачка, м; φ — газонасыщение жидкости на тарелке.

При расчете $E_{мт}$ для тарелок провального типа без большой погрешности можно принять наличие полного перемешивания жидкости ($s = 1$). Оценку степени продольного перемешивания жидкости в области средних нагрузок по газу и жидкости (в диапазоне устойчивой работы тарелок) можно проводить на основе следующих рекомендаций [74]: число секций s для колпачковых и клапанных тарелок следует принимать на единицу больше числа рядов колпачков или клапанов; для тарелок из S-образных элементов — равным числу барботажных зон или числу паровых патрубков; для ситчатых и клапанных тарелок — из расчета, что одна секция примерно соответствует длине пути жидкости, равной $(2-3) h_n$, или 150–200 мм.

Относительный унос жидкости может быть рассчитан по уравнениям, приведенным в предыдущем пункте настоящей главы.

При расчете кинетических параметров массопередачи общепринятым является выражение общего сопротивления массопередачи через сопротивления в паровой и жидкой фазах. С учетом термического сопротивления на границе раздела фаз, обусловленного разностью температур контактирующих потоков, общее сопротивление массопередачи можно рассчитать по уравнению

$$\frac{1}{N_{от}} = \frac{1}{N_r} + \frac{m'V}{L} \cdot \frac{1}{N_{ж}} + \frac{1}{N_r} \quad (III.35)$$

где $m' = m + \Lambda$; Λ — коэффициент, учитывающий влияние термической массопередачи; при $(T_r - T_{ж}) \rightarrow 0$ $\Lambda = 0$.

Широко распространенными уравнениями для расчета частных сопротивлений массопередачи на колпачковых тарелках являются следующие [59]

$$N_r = (0,776 + 4,57 h_n - 0,238 w_1 p_n^{0,6} + 0,03 L_v) Sc_r^{-0,5} \quad (III.36)$$

$$N_{ж} = 344 D_{ж}^{0,5} (0,21 w_1 p_n^{0,6} + 0,15) \tau_{ж} \quad (III.37)$$

где

$$\tau_{ж} = \frac{Z_c Z_{ж}}{L_v} \quad Z_c = 0,042 + 0,19 h_n - 0,0135 w_1 p_n^{0,6} + 0,0007 L_v$$

$Sc_r = \nu_r / D_r$; ν_r — кинематическая вязкость газа, m^2/c ; D_r — коэффициент молекулярной диффузии, m^2/c ; Z_c — запас жидкости на тарелке, m^3/m^2 ; $Z_{ж}$ — длина пути жидкости на тарелке, м; h_n выражено в м; L_v — в $m^2/(m \cdot c)$.

Достаточно надежными являются также критериальные уравнения для расчета числа единиц переноса в газовой фазе на колпачковых и ситчатых тарелках [75]

$$N_r = A Re_r^{n_1} We^{n_2} Sc_r^{n_3} \quad (III.38)$$

где

$$Re_r = \frac{w_1 h_{ст}}{\nu_r} \quad We = \frac{\sigma}{h_{ст}^2 \rho_{ж}} \quad Sc_r = \frac{\nu_r}{D_r}$$

Для колпачковых тарелок $A = 0,265$; $n_1 = 0,03$; $n_2 = -0,32$; $n_3 = -0,5$.

Для ситчатых тарелок $A = 2,5$; $n_1 = -0,28$; $n_2 = -0,25$; $n_3 = -0,5$.

Для определения числа единиц переноса в жидкой фазе на ситчатых тарелках можно воспользоваться следующими зависимостями, полученными на основе теоретического анализа массопередачи при интенсивном барботаже [76]

$$N_{ж} = \frac{k_{ж} a H_n}{L_v} \quad (III.39)$$

$$k_{ж} = 0,12 \frac{D_{ж}^{1/2}}{(H_n \nu_{ж})^{1/4}} (g h_{ст})^{3/4} \sqrt{\frac{1-\varphi}{1-\varphi^{3/4}}} \quad (III.40)$$

$$a = \frac{6\varphi}{d_{ст}} \quad (III.41)$$

$$\varphi = \frac{V Fr}{1 + V Fr} \quad Fr = \frac{w^2}{g h_{ст}} > 1 \quad (III.42)$$

$$d_{ст} = 5,12 \left(\frac{\sigma}{\rho_{ж} g} \right)^{0,6} h_{ст}^{-0,2} \left(\frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж}} \right)^{0,25} \frac{\varphi^{0,65}}{(1-\varphi)^{0,4}} \quad (III.43)$$

В уравнениях (III.39)–(III.43) g выражено в cm/c^2 ; $d_{ст}$ — диаметр пузыря, см; $h_{ст}$ выражено в см.

Отметим еще следующие уравнения для расчета кинетики массопередачи на колпачковых тарелках [77]

$$N_T = (0.051 + 0.0105F) \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{F}} \quad (\text{III.44})$$

$$N_K = (22.3L_V + 155F - 44) \frac{\sqrt{D_K}}{L_V} \quad (\text{III.45})$$

где $F = w_r \sqrt{\rho_r}$; D_K выражено в $\text{м}^2/\text{с}$; L_V — в $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Для определения коэффициента Λ , учитывающего влияние термического сопротивления массопередачи, в первом приближении можно воспользоваться аналогией между тепло- и массопередачей; тогда расчетное уравнение будет иметь вид

$$\Lambda = \left(\frac{\alpha_T}{D_K} \right)^{0.5} \left(\frac{D_K \lambda_{ж}}{\lambda_{ж}} \right) \frac{1}{\beta Y} \quad (\text{III.46})$$

где $\beta = \frac{dT}{dx} \Big|_{x=x^*}$ — тангенс угла наклона касательной к изобаре $(T-x)$; $Y = y^* - x^*$; $\lambda_{ж}$ — коэффициент теплопроводности, $\text{кВт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; $\lambda_{ж2}$ — скрытая теплота испарения жидкости, $\text{кДж}/\text{м}^3$; $C_{p,ж}$ — удельная теплоемкость, $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; D_K — выражено в $\text{м}^2/\text{с}$.

Учет термического сопротивления массопередаче существенным образом уточняет расчетные значения локальной эффективности в области высоких и низких концентраций распределенного компонента. Поэтому при четкой ректификации смесей локальную и общую эффективность массопередачи необходимо определять для нескольких сечений колонны, а реальное число тарелок определять в результате графического построения ступенчатой линии между кинетической кривой и рабочей линией колонны.

Приведенная методика расчета чисел единиц переноса с учетом термического сопротивления массопередаче проверена только для условий барботажа [78]. В частности, при влечном взаимодействии фаз эффективность массопередачи (вследствие дополнительной разности температур между фазами) увеличивается [79] и поэтому возможно, что в подобном случае на поверхности раздела фаз не создаются условия пузырькового кипения жидкости, т. е. условия термического сопротивления массопередаче, а происходят только испарение.

В заключение отметим некоторые эмпирические зависимости для определения к. п. д. тарелок (E), которые могут быть использованы при оценке числа реальных тарелок (N_r) на основе данных термодинамического расчета, в том числе и при ректификации многокомпонентных смесей [80, 81]

$$E = 0.0865 (\mu_{ж} \alpha_{l-h})^{-0.245} \left(\frac{L}{V} \right)^{0.3} 10^{0.3k_{ж}} \quad (\text{III.47})$$

$$E = 0.346 F_{\text{сн}}^{-0.35} k_{\text{сн}}^{0.25} S_{\text{сн}}^{0.113} \quad (\text{III.48})$$

где $\mu_{ж}$ — вязкость жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$; α_{l-h} — относительная летучесть легкого ключевого компонента по отношению к тяжелому ключевому компоненту; $k_{ж}$ выражена в м ; $S_{\text{сн}} = v_{ж}/D_{ж}$.

При оценке общего числа реальных тарелок в абсорберах для разделения углеводородных газов можно воспользоваться графиком на рис. III-21 [82].

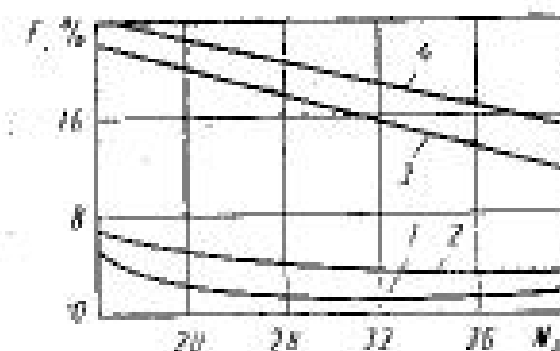


Рис. III-21. Общий к. п. д. тарелок как функция числа рабочих тарелок для процессов абсорбции углеводородных газов: 1 — метан; 2 — этан; 3 — пропан; 4 — бутан.

Пример 22. Выполнить гидравлический расчет тарельчатой ректификационной колонны с клапанными тарелками и определить число реальных тарелок в колонне по исходным данным и результатам техникоэкономического расчета из примера 1.

Расчет. Примем расстояние между тарелками $H = 400$ мм. Диаметр колонны определим раздельно для верхней и нижней частей колонны. Допустимую скорость паров определим по уравнениям (III.2) — (III.4).

Для верхней части колонны

$$\lambda = 0.655 \cdot 10.6 \sqrt{\frac{1.15 \cdot 520}{3600 \cdot 1.22}} \sqrt{\frac{834 - 3.18}{3.18}} = 10.2$$

где $C_1 = 520$ при $H = 400$ мм (см. рис. III-3)

$$C_{\text{макс}} = 8.47 \cdot 10^{-5} [1.15 \cdot 520 - 4(10.2 - 35)] = 0.0593$$

$$w_{\text{макс}} = 0.0593 \sqrt{\frac{834 - 3.18}{3.18}} = 0.965 \text{ м/с}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.22}{3.14 \cdot 0.965}} = 1.27 \text{ м}$$

Для нижней части колонны

$$\lambda = 0.655 \cdot 19.7 \sqrt{\frac{1.15 \cdot 520}{3600 \cdot 0.927}} \sqrt{\frac{803 - 3.29}{3.29}} = 21.5$$

$$C_{\text{макс}} = 8.47 \cdot 10^{-5} [1.15 \cdot 520 - 4(21.5 - 35)] = 0.0555$$

$$w_{\text{макс}} = 0.0555 \sqrt{\frac{803 - 3.29}{3.29}} = 0.87 \text{ м/с}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.927}{3.14 \cdot 0.87}} = 1.17 \text{ м}$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем $D = 1.2$ м.

Фактические скорости паров вверх и вниз колонны будут равны соответственно

$$w = \frac{4 \cdot 1,22}{3,14 \cdot 1,2^2} = 1,08 \text{ м/с}$$

$$w = \frac{4 \cdot 0,927}{3,14 \cdot 1,2^2} = 0,88 \text{ м/с}$$

Следовательно, при примерно одинаковых физических свойствах пара и жидкости по высоте колонны в верхней ее части скорости паров в 1,32 раза больше, чем в нижней, а нагрузки по жидкости на единицу слива в 1,86 раза меньше. Такое распределение нагрузок говорит о том, что условия работы тарелок будут примерно одинаковыми, что и подтверждается, в частности, расчетом диаметра колонны. В связи с этим все последующие гидравлические расчеты будем проводить по одному верхнему сечению колонны.

Определим основные размеры тарелок и проверим диапазон устойчивой работы. Примем однопоточные тарелки, для которых общая длина слива $B/D = 0,75$ или $B = 0,9$ м. Эффективная рабочая площадь тарелки составит $s_{\text{эф}} = 0,586 \text{ м}^2/\text{м}^2$ (см. рис. III-7). При диаметре колпачков 50 мм, диаметре отверстий под колпачки 40 мм и расстоянии между центрами колпачков 100 мм свободное сечение тарелки будет равно

$$F_{\text{св}} = \frac{0,91 \cdot 0,586}{2^2} = 0,133 \text{ м}^2/\text{м}^2$$

Длина пути жидкости по тарелке $Z_{\text{ж}} = 0,8$ м (см. рис. III-8).

Для нормализованных конструкций основные размеры тарелки, естественно, определяются по нормалам.

Минимально допустимую скорость пара определим при помощи уравнений (III.14) — (III.12).

$$w_{\text{мин}} = \frac{5 \cdot 0,133}{\sqrt{3,18}} = 0,21 \text{ м/с}$$

Диапазон устойчивой работы колонны будет равен

$$n = \frac{1,08}{0,21} = 5,1$$

Следовательно, производительность колонны может быть уменьшена в 5 раз без заметного понижения эффективности разделения.

Найдем гидравлическое сопротивление тарелки.

Сопротивление «сухой» тарелки

$$\Delta P_{\text{сух}} = \frac{3,63}{2} \left(\frac{1,08}{0,133} \right)^2 3,18 = 382 \text{ Па}$$

Высоту подпора жидкости над волосовьем определим по уравнению (III.19)

$$\Delta h = 3 \cdot 1,02 \cdot 11,8^{1/2} = 16 \text{ мм}$$

где

$$L_V = \frac{10,6}{0,9} = 11,8 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$$

$k_2 = 1,02$ (см. рис. III-16) при

$$\frac{L_V}{B^{1/2}} = \frac{11,8}{0,9^{1/2}} = 12,5$$

При высоте сливной планки $h_n = 60$ мм общее сопротивление тарелки будет равно

$$\Delta P = 382 + (60 + 16) 0,834 \cdot 9,8 = 1000 \text{ Па}$$

Определим межтарельчатый унос жидкости. Величину коэффициента m найдем по уравнению (III.22)

$$m = 1,15 \cdot 10^{-3} \left(\frac{19 \cdot 10^{-3}}{3,18} \right)^{0,195} \left(\frac{834 - 3,18}{7,2 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,425} = 0,68$$

$$\text{где } \sigma = 19 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м и } \mu = 7,2 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с [6]}$$

По уравнению (III.24) величина уноса жидкости будет равна

$$e = \frac{0,159 (0,052 \cdot 72 - 1,72)}{4000 \cdot 0,6^2} \left(\frac{1,08}{0,586 \cdot 0,68} \right)^{2,7} = 0,125 \text{ кг/кг}$$

Проверим работоспособность тарелок. Условная высота слоя светлой жидкости в переливе составляет

$$D = 60 + 16 + \left(\frac{1000}{0,834} + 30 \right) \frac{1}{9,8} = 200 \text{ мм}$$

$$\text{где } \Delta P_{\text{ж. п}} = 350 \cdot 9,8 \left(\frac{13,3}{3600 \cdot 0,04} \right)^2 = 30 \text{ Па}$$

$$L_{V \text{ расч}} = 11,8 \left(1 + \frac{0,075}{0,582} \right) = 13,3 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$$

Высота всвернутого слоя жидкости в сливном устройстве

$$H' = \frac{200}{0,65} = 308 \text{ мм где } \rho_{\text{л}} = 0,65$$

Величину вылета ниспадающей струи жидкости определим по уравнению (III.23)

$$y = \left(\frac{4,5 \cdot 13,3}{0,016 \cdot 3600} - 0,36 \right) \sqrt{\frac{2}{9,8} (0,4 + 0,06 + 1,7 \cdot 0,016 - 0,308)} = 0,13 \text{ м}$$

Очевидно, $308 \text{ мм} < 400 + 60 = 460 \text{ мм}$ и $130 \text{ мм} < 200 \text{ мм}$, где максимальная ширина сливного устройства равна

$$D = \frac{1,2 - 0,8}{2} = 0,2 \text{ м}$$

Приведенный гидравлический расчет тарелок показывает, что принятые размеры колонны и тарелок обеспечивают некоторый запас производительности.

Для определения числа реальных тарелок рассчитаем величину эффективности массопередачи по Мерффи.

Сначала определим величины N_T и N_K по уравнениям (III.44), (III.45) для концентрационной части колонны. Предварительно определим нагрузки по жидкости на единицу рабочей площади тарелки

$$L'_V = \frac{L_{V \text{ расч}} B}{3600 \cdot 0,785 D^2 s_{\text{эф}}} = \frac{13,3 \cdot 0,9}{3600 \cdot 0,785 \cdot 1,2^2 \cdot 0,586} = 0,005 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

и коэффициент диффузии бензола в толуоле, находящиеся в жидкой фазе [6] при $t_{cp} = 94^\circ\text{C}$:

$$D_{ж} = \frac{0,0278}{\sqrt{0,277(111^{1/2} + 134,6^{1/2})^2}} \sqrt{\frac{1}{78} + \frac{1}{92}} = 8,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$D_{ж, ср} = 8,3 \cdot 10^{-6} [1 + 0,0112(94 - 20)] = 1,53 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с} = 4,25 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$\text{где } \delta = \frac{6,34 \sqrt{2,78 \cdot 10^{-4}}}{\sqrt[3]{829}} = 0,0112$$

$$\mu_{ж, ср} = 2,78 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Таким образом

$$N_T = (0,051 + 0,0105 \cdot 1,93) \frac{\sqrt{834}}{1,93} = 1,08$$

$$\text{где } F = 1,08 \sqrt{3,18} = 1,93$$

$$N_{ж} = 22,3 \cdot 13,3 + 155 \cdot 1,93 - 44 \frac{\sqrt{4,25 \cdot 10^{-9}}}{0,005} = 7,15$$

Рассчитаем теперь значение коэффициента Λ по уравнению (III.46)

$$\Lambda = \left(\frac{8,66 \cdot 10^{-8}}{4,25 \cdot 10^{-9}} \right)^{0,5} \left(\frac{4,25 \cdot 10^{-9} \cdot 3,04 \cdot 10^3}{1,43 \cdot 10^{-4}} \right) \frac{1}{66,6 \cdot 0,16} = 0,384$$

$$\alpha_T = \frac{1,43 \cdot 10^{-4}}{1,97 \cdot 834} = 8,66 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3/\text{с}$$

$$\beta = \frac{92 - 90}{0,78 - 0,69} = 66,6$$

$$Y = 0,85 - 0,69 = 0,16$$

где $\lambda_{ж} = 1,43 \cdot 10^{-4} \text{ кВт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ при $M_{ср} = 82$; $C_{p, ж} = 1,97 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ при $t_{ср} = 94^\circ\text{C}$; $\lambda_a = 365 \text{ кДж}/\text{кг} = 3,04 \cdot 10^3 \text{ кДж}/\text{м}^3$.

Далее определим общее число единиц переноса $N_{ог}$ по уравнению (III.35)

$$\frac{1}{N_{ог}} = \frac{1}{1,08} + \frac{0,61 + 0,384}{0,637 \cdot 7,15} = 1,144$$

откуда $N_{ог} = 0,874$.

Локальную эффективность массопередачи определим по уравнению (III.30)

$$E_V = 1 - e^{-0,874} = 0,584$$

Общую эффективность массопередачи по Мерфилу определим по уравнениям (III.27)–(III.29) при $s = 4$ ($s \cong Z_{ж} : 0,2 = 0,8 : 0,2 = 4$); $\theta = 0,1$ (см. рис. III.20) и $\varepsilon = 0,125$

$$m_{ср} = \frac{1 + 0,69 + 0,5}{3} = 0,73$$

$$\lambda = \frac{0,73}{0,637} = 1,145$$

$$B' = \frac{1,145 \cdot 0,584 + \frac{0,125}{0,637}}{(1 - 0,1) \left(1 + \frac{0,125}{0,637} \right)} = 0,802$$

$$\frac{E'_{MV}}{E_V} = \frac{1}{0,802} \left[\left(1 + \frac{0,802}{4} \right)^4 - 1 \right] = 1,33$$

$$E'_{MV} = 1,33 \cdot 0,584 = 0,776$$

$$E_{MV} = \frac{0,776}{1 + \frac{0,1 \cdot 1,145}{1 - 0,1} \cdot 0,776} = 0,392$$

К. п. д. тарелок определен по уравнению (II.28)

$$E = \frac{\ln [1 + 0,392 (1,145 - 1)]}{\ln 1,145} = 0,415$$

Определим теперь эффективность тарелок по уравнениям (III.47) и (III.48)

$$E = 0,0865 (2,83 \cdot 10^{-4} \cdot 2,46)^{-0,246} \cdot 0,637^{0,3} \cdot 10^{0,3} \cdot 0,006 = 0,47$$

$$E = 0,316 \cdot 0,133^{0,23} \cdot 0,06^{0,23} \left(\frac{2,83 \cdot 10^{-4} \cdot 3600}{834 \cdot 1,53 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,143} = 0,51$$

где

$$\alpha = \frac{1455}{470} = 2,46$$

$$\mu_{ж} = 2,83 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Таким образом, расчеты эффективности тарелок по уравнениям, учитывающим влияние гидродинамики и кинетики массопередачи и по эмпирическим уравнениям, дали примерно одинаковые результаты, что говорит о возможности достаточно надежного использования последних в заданных условиях разделения.

Для нижней части колонны эффективность тарелок определим условно по наиболее простому уравнению, которое дает значение E , превышающее среднее, а именно

$$E = 0,0865 (2,81 \cdot 10^{-4} \cdot 2,33)^{-0,246} \cdot 1,43^{0,3} \cdot 10^{0,3} \cdot 0,07 = 0,525$$

Действительное число тарелок в колонне будет равно

$$N_1 = \frac{5}{0,415} = 12$$

$$N_2 = \frac{8}{0,525} = 15$$

5. РАСЧЕТ НАСАДОЧНЫХ КОЛОНН

Диаметр насадочной колонны, так же как и тарельчатой, определяется в зависимости от максимального расхода паров и их допустимой скорости в свободном сечении колонны, выраженной в долях скорости захлебывания. Скорость захлебывания колонн

с перегулярной укладкой насадки можно определять по уравнению

$$Y = A \exp(-BX) \quad (III.49)$$

где

$$\left. \begin{aligned} Y &= \frac{w^2 a}{g P_{cs}} \cdot \frac{\rho_n}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,18} \\ X &= \left(\frac{L}{V} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_n}{\rho_{ж}} \right)^{0,135} \end{aligned} \right\} \quad (III.49a)$$

a — удельная поверхность насадки, m^2/m^3 ; $\mu_{ж}$ — вязкость жидкости, Па; A и B — коэффициенты.

Значение коэффициента A для скорости захлебывания колонн равно для насадки из колец Рашига 0,35; для седел Бердя 0,6. Для указанных насадок во всех случаях $B = 4$. Для определения скорости захлебывания можно рекомендовать также корреляцию Шернуда между комплексами Y и X по уравнениям (III.49a) [46, 47, 83], изображенную на рис. III-22. Кроме линий предельных нагрузок на этом рисунке показаны линии постоянных перепадов давления на 1 м высоты слоя насадки. Следует обратить внимание на значительно большие скорости пара, достигаемые в колоннах с регулярной укладкой насадки.

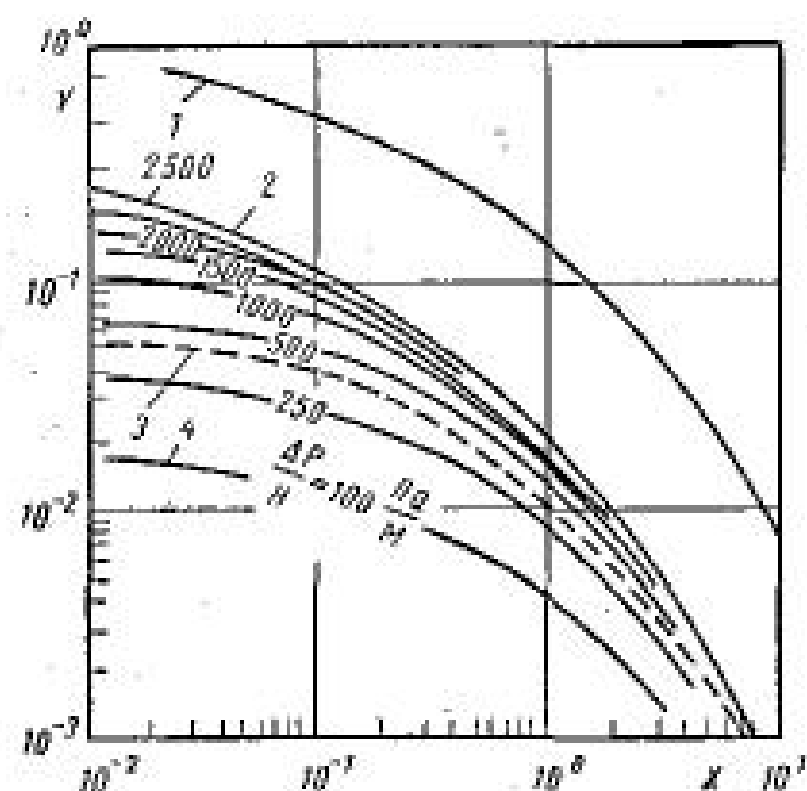


Рис. III-22. Обобщенный график для предельных нагрузок насадочных колонн. Линии: 1 — захлебывания колонны с регулярной укладкой или с регулярной укладкой насадки; 2 — захлебывания колонны с насадкой, загруженной вязкой жидкостью; 3 — подаваемая жидкость; 4 — постоянный перепад давления в слое насадки высотой 1 м.

Для облегчения расчетов по уравнению (III.49) можно воспользоваться преобразованной формой этого уравнения

$$w = A \cdot 0,5 \frac{k_1 k_2}{\mu_{ж}^{0,68}} \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_n}} \quad (III.50)$$

где k_1 — коэффициент, определяемый по графику, приведенному на рис. III-23; $k_2 = \sqrt{g P_{cs}^2 / a}$ — коэффициент, зависящий от конструкции насадки.

Для более точных расчетов следует использовать опытные значения этого комплекса. При отсутствии опытных данных можно воспользоваться табличными данными, например, приведенными в работе [24].

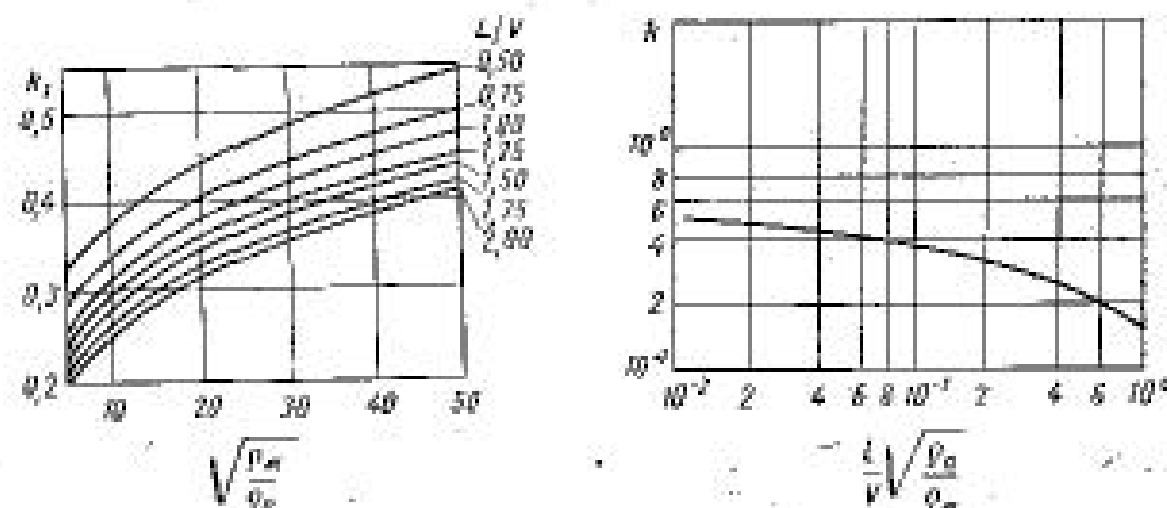


рис. III-23. Зависимость коэффициента k_1 в уравнении (III.50) от комплексного L/V и $\sqrt{\rho_n / g}$.

рис. III-24. Зависимость коэффициента k_2 в уравнении (III.50) от комплексного $L/V \times \sqrt{\rho_n / g}$.

Максимально допустимые нагрузки ректификационных и абсорбционных колонн с указанными выше насадками можно определять также на основе линий постоянных перепадов давления, изображенных на рис. III-22. При этом значения комплекса $\Delta P/H$ (в Па/м) для ректификационных колонн, работающих при атмосферном или повышенном давлении, рекомендуется принимать равным 600—800, для абсорберов 200—400 и для ректификационных вакуумных и отпарных колонн 80—400 [84].

Скорость захлебывания для регулярной насадки из гофрированных листов можно определять также по уравнению (III.49), принимая $A = 0,55$; $B = 0,57$ [85] и $a = 1/l$, где l — расстояние между соседними гофрированными листами, м.

При ректификации под вакуумом расчет по уравнению (III.49) дает несколько завышенную допустимую скорость паров. В связи с этим для расчета диаметра вакуумных колонн с насадкой из колец Рашига и Палля рекомендуется уравнение, полученное в результате обработки большого количества опытных данных по разделению различных смесей на стендах промышленных размеров при давлении (1,3—100) кПа (от 10 до 760 мм рт. ст.) [86]

$$w = 2,08 k \left(\frac{a}{P_{cs}^2} \cdot \frac{\rho_n}{\rho_{ж}} \mu_{ж}^{0,18} \right)^{-0,5} \quad (III.51)$$

здесь ϕ — отношение плотности воды к плотности рабочей жидкости; k — коэффициент, определяемый при помощи графика, приведенного на рис. III-24.

Для насадки Спрейнак скорость захлебывания можно определить по графику, приведенному на рис. III-25 [54], где z — диа-

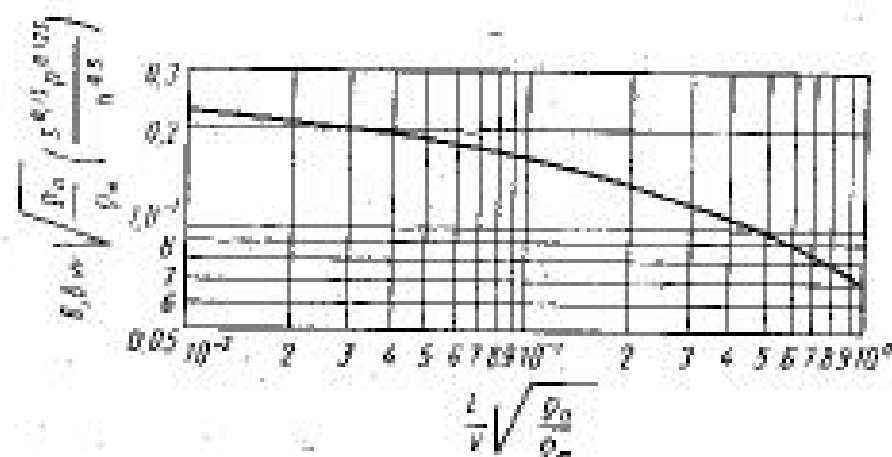


Рис. III-25. График для определения скорости захлебывания для насадки Спрейнак на сетки с ячейками размером 3 мм.

метр проволоки насадки, мм; ρ — расстояние между ромбами (элементами) насадки, мм; h — высота между изгибами слоя насадки, мм. Для насадки Гудлоу скорость захлебывания в условиях вакуумной ректификации определяется по следующему уравнению [54]:

$$w = 0,042 \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_{п}}{\rho_{п}} \right)^{0,57}$$

Изложенная выше методика определения предельных нагрузок удобна в том случае, когда предварительно заданы или могут быть вычислены соотношения расходов жидкости и пара, т. е. в основном при проектом расчете колонны. В случае, если желательно проверить скорость захлебывания при определенном расходе жидкости в колонне заданного размера, для расчетов более удобно воспользоваться графиком Зеуса и Эккерта [87], приведенным на рис. III-26, или следующим уравнением [88]:

$$Y = \exp(-2,9/1a X) \quad (III.52)$$

где

$$Y = 0,88w \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} \right)^{0,5} \left(\frac{\mu_{ж}^{0,2} a}{g F_{св}^2} \right)^{0,5}$$

$$X = 0,88w_{ж} \left(\frac{\mu_{ж}^{0,2} \varepsilon}{g} \right)^{0,5}$$

D_k — диаметр колонны, м; $\mu_{ж}$ выражено в кПа·с; ρ — в кг/м³; a — в м²/м³; $F_{св}$ — в м²/м²; w — в м/с; $w_{ж}$ — скорость жидкости в полном сечении колонны, м/с.

Для колонн с регулярной насадкой типа колец Рашига $\varepsilon = a/F_{св}$, а для колонн с плоскопараллельной насадкой $\varepsilon = (0,25-0,75) D_k$.

Высота слоя насадки в процессах ректификации и абсорбции определяется по числу теоретических тарелок N , потребных для

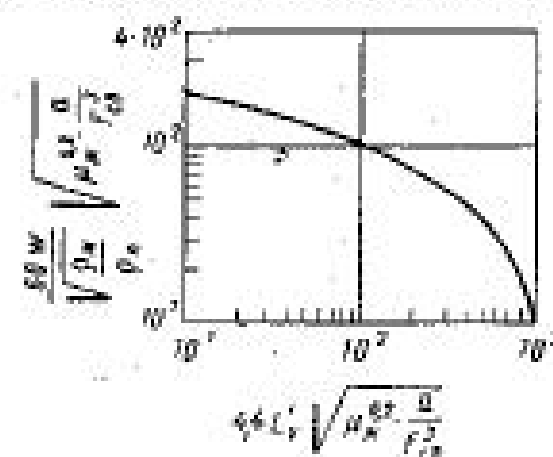


Рис. III-26. График для определения скорости захлебывания насадочной колонны при постоянном расходе жидкости; $\mu_{ж}$ выражено в Па·с; L'_g — в м³/м²·ч.

заданного разделения, и по высоте насадки, эквивалентной одной теоретической тарелке, $h_{экв}$

$$H = N h_{экв} \quad (III.53)$$

Значения высоты насадки, эквивалентной одной теоретической тарелке (ВЭТТ), по аналогии с понятием н. п. д. тарелки в тарельчатых колоннах, обозначает эффективность контакта или эффективность насадки. Эффективность насадочной колонны зависит от различных факторов: расходных параметров, физических свойств пара и жидкости, типа насадки. Кроме того, на эффективность колонны сильно влияет неравномерность распределения потоков по сечению колонны, приводящая к избирательному движению пара и жидкости.

Для насадочной колонны характерна определенная закономерность перераспределения потоков: пар имеет тенденцию двигаться в центре колонны, а жидкость — на ее периферии. Перераспределение потоков увеличивается в колоннах большого диаметра, особенно при плохом распределении фаз по сечению при их поступлении в колонну. Влияние размера колонны на ее эффективность становится значительным для колонн диаметром от 500—700 мм и выше. На неравномерность распределения потоков по сечению колонны и, следовательно, на ее эффективность влияют также следующие факторы: первоначальное распределение орошающей жидкости, размер насадки и материал, из которого она изготовлена, высота слоя насадки и способ ее укладки. Последнее обстоятельство особенно важно для легко бьющейся насадки (керамика, фарфор, графит и др.).

Несмотря на большой опыт изучения насадочных колонн, величины ВЭТТ до настоящего времени определяются при помощи полуэмпирических и эмпирических уравнений. Ниже приводятся некоторые из них.

Для колонн с насадкой из колец Рашига можно пользоваться следующим уравнением [46]

$$h_{\text{наз}} = A \left(\frac{F_{\text{св}}}{a} \right) \left(\frac{w \rho_r}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,2} \left(\frac{V}{L} \right)^{n_1} \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_r} \right)^{n_2} \left(\frac{\mu_r}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{n_3} \lg \frac{1}{\lambda} \quad (\text{III.54})$$

Для процессов абсорбции $A = 48$; $n_1 = 0,405$; $n_2 = 0,225$; $n_3 = 0,045$. Для процессов ректификации $A = 28$; $n_1 = 0,342$; $n_2 = 0,19$; $n_3 = 0,038$.

Уравнение (III.54) справедливо при нагрузках, близких к захлебыванию.

Для колонн с насадками различного типа рекомендуется следующее уравнение [92]

$$h_{\text{наз}} = C \cdot 10^6 (3600 w \rho_r)^a D^b H^{0,22} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)$$

где D — выражено в м; $\mu_{\text{ж}}$ — в Па·с; H — в м. Значения коэффициентов C и показателей степени a и b для различных насадок приведены в таблице, помещенной ниже.

Тип насадки	Размер, мм	C	a	b
Кольца Рашига	9,5	13,1	-0,37	1,24
	25,0	2,34	-0,10	1,24
	50,0	1,46	0	1,24
Седла Берля	12,5	25,2	-0,45	1,11
	25,0	2,06	-0,14	1,11
Насадка Стивмана	50	0,016	0,48	0,24
	75	0,048	0,26	0,24
	150	0,032	0,32	0,24

Данное уравнение рекомендуется для ректификации при атмосферном давлении и умеренных нагрузках по жидкости. При его выводе были использованы экспериментальные данные по колоннам диаметром до 0,76 м.

Эффективность насадки можно определить также на основе кинетических уравнений массопередачи. В этом случае расчет высоты слоя насадки выполняется с учетом влияния гидродинамической структуры потоков. Ограниченный объем книги не позволил рассмотреть этот метод расчета; с его содержанием можно ознакомиться в специальной литературе [46, 47].

Гидравлическое сопротивление слоя насадки рассчитывается по следующей методике [89].

Сопротивление слоя сухой насадки определяется по уравнению

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda \frac{H}{d_{\text{наз}}} \cdot \frac{\rho_r}{2} \left(\frac{w}{F_{\text{св}}} \right)^2 \quad (\text{III.55})$$

где

$$d_{\text{наз}} = \frac{4F_{\text{св}}}{a}$$

Для насадки из колец Рашига, загруженных внавал, при $Re_r \leq 40$

$$\lambda = \frac{140}{Re_r} \quad (\text{III.56})$$

при $Re_r > 40$

$$\lambda = \frac{16}{Re_r^{0,5}} \quad (\text{III.56a})$$

Для насадки из колец Рашига, загруженных в укладку

$$\lambda = \frac{A}{Re_r^{0,375}} \quad (\text{III.57})$$

$$A = 3,12 + 17 \frac{d_{\text{наз}}}{h_1} \left(\frac{d_n}{d_r} \right)^{1,37}$$

где d_n , d_r — внутренний и наружный диаметры колец, м; h_1 — высота слоя насадки, м.

$$Re_r = \frac{w d_{\text{наз}}}{\nu_r F_{\text{св}}} \quad (\text{III.58})$$

Сопротивление орошаемых насадок из колец Рашига определяется по уравнению

$$\frac{\Delta P}{\Delta P_{\text{сух}}} = \frac{1}{(\alpha - \beta A)^2} \quad (\text{III.59})$$

где

$$A = \frac{3}{F_{\text{св}}} \sqrt[3]{\frac{w^2 a b}{2g}} \quad (\text{III.60})$$

$$b = \frac{1,74}{Re_{\text{ж}}^{0,3}} \quad (\text{III.61})$$

$$Re_{\text{ж}} = \frac{w_{\text{ж}} d_n}{\nu_{\text{ж}} (1 - F_{\text{св}})} \quad (\text{III.62})$$

Коэффициенты α и β в уравнении (III.58) имеют следующие значения для различных видов насадки:

Керамические кольца размером:	α	β
менее 30 мм	$(1-1,65) \cdot 10^{-10}$	1
более 30 мм ($A \leq 0,3$)	1	1
более 30 мм ($A > 0,3$)	1,13	1,43
Стальные кольца	1	1,39

При высокой плотности орошения, не превышающей $150 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, сопротивление орошаемой насадки можно определять

при помощи графика, приведенного на рис. III-27 [90], на котором комплекс X определяется по уравнению

$$X = Fr_{ж} Re_{ж}^{-0,8} \left[1 + 5 \cdot 10^{-3} Re_{г} \left(\frac{F_{св}}{1 - F_{св}} \right) \right]$$

где $Fr_{ж} = w_{ж}^2 a / g$; $Re_{г}$ и $Re_{ж}$ определяются по уравнениям (III.58) и (III.62).

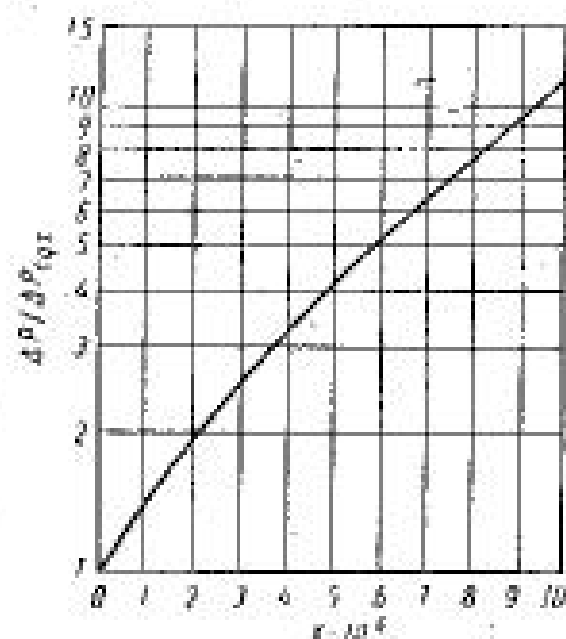


Рис. III-27. Зависимость $\Delta P / \Delta P_{сух}$ от комплекс X .

Для приближенного расчета сопротивления слоя орошаемой насадки из колец Рашига, седел Берля, седел Инталлокс высотой 1 м можно воспользоваться следующим уравнением [91]:

$$\frac{\Delta P}{H} = \alpha g \rho w^2 10^{8 L' \rho_{ж}} \quad (III.63)$$

Значения коэффициентов α и β , зависящих от размера насадки, приведены в табл. III.3.

Сопротивление слоя насадки из колец Рашига высотой 1 м при нагрузках, соответствующих захлебыванию и инверсии фаз, можно определить по следующему уравнению [56]:

$$\Delta P = 250g \left(\frac{L}{V} \right)^{-0,184}$$

Пример 23. Выполнить гидравлический расчет насадочной ректификационной колонны с насадкой из колец Рашига по исходным данным и результатам технологического расчета, приведенным в примере 1 (см. также пример 22).

Расчет. В качестве элемента насадки примем кольца размером $25 \times 25 \times 3$, загруженные внавал.

Диаметр колонны определим отдельно для верхней и нижней частей колонны. Скорости захлебывания определим по уравнению (III.50).

Для верхней части колонны

$$w = 0,35^{0,5} \frac{0,42 \cdot 0,148}{(2,77 \cdot 10^{-4})^{0,25}} 16,2 = 1,15 \text{ м/с}$$

Значения коэффициентов и показателей степени в уравнении (III.63) для расчета сопротивления орошаемых насадок)

ТАБЛИЦА III.3

Тип насадки	Размер, мм	Свободное сечение, $F_{св}$, %	α	$\beta \cdot 10^3$	Пределы изменения расхода жидкости $L' \rho_{ж}$, кг/(м ² ·ч)
Кольца Рашига	19	74,2	45,5	1480	9 250—52 500
	25	68,5	44,4	1400	1 750—131 000
	38	71,1	16,7	1300	3 500—87 500
	50	73,4	15,5	955	3 500—104 000
Седла Берля	19	71	33,3	955	1 750—70 000
	25	76,4	22,2	955	3 500—136 000
	38	76	11,1	730	3 500—105 000
Седла Инталлокс	25	74	17,2	805	12 200—68 000
	38	80,8	7,8	730	12 200—68 000

Коэффициент $k_1 = 0,42$ определен по графику, приведенному на рис. III-23 при

$$\sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}}} = \sqrt{\frac{834}{3,18}} = 16,2 \text{ и } \frac{L}{V} = 0,637$$

Для колец, засыпанных в колонну без встряхивания, $\frac{a}{F_{св}^2} = 446$ [24]

$$k_2 = \sqrt{\frac{9,8}{446}} = 0,148$$

Допустимая скорость паров

$$w_{доп} = 0,85 \cdot 1,15 = 0,977 \text{ м/с}$$

и диаметр колонны

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,22}{3,14 \cdot 0,977}} = 1,26 \text{ м}$$

Для нижней части колонны

$$w = 0,35^{0,5} \frac{0,32 \cdot 0,148}{(2,81 \cdot 10^{-4})^{0,25}} 15,6 = 0,845 \text{ м/с}$$

Коэффициент $k_1 = 0,32$ определен по графику, приведенному на рис. III-23, при

$$\sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}}} = \sqrt{\frac{803}{3,29}} = 15,6 \text{ и } \frac{L}{V} = 1,45$$

Допустимая скорость паров

$$w_{доп} = 0,85 \cdot 0,845 = 0,718 \text{ м/с}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,927}{3,14 \cdot 0,718}} = 1,29 \text{ м}$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем $D = 1,4$ м. Фактические скорости паров w вверх и вниз колонны будут равны (см. пример 22) 0,792 м/с и 0,602 м/с соответственно.

Высоту слоя насадки определим по величине БЭТТ, которую определим по уравнению (III.54):

для верхней части колонны

$$h_{\text{вх}} = 28 \left(\frac{0,74}{200} \right) \left(\frac{0,792 \cdot 3,18}{0,94 \cdot 10^{-5} \cdot 200} \right)^{0,2} \left(\frac{1}{0,837} \right)^{0,342} \left(\frac{834}{3,18} \right)^{0,19} \times \\ \times \left(\frac{0,94 \cdot 10^{-5}}{27,7 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,035} \frac{\lg \frac{1}{1,145}}{1 - 1,145} = 0,805 \text{ м}$$

$$\text{где } \mu_r = 0,94 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}; \mu_{\text{ж}} = 27,7 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

для нижней части колонны

$$h_{\text{нх}} = 28 \left(\frac{0,74}{200} \right) \left(\frac{0,602 \cdot 3,29 \cdot 9,8}{0,915 \cdot 10^{-5} \cdot 200} \right)^{0,2} \left(\frac{1}{1,45} \right)^{0,342} \left(\frac{803}{3,29} \right)^{0,19} \times \\ \times \left(\frac{0,94 \cdot 10^{-5}}{28,1 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,035} \frac{\lg \frac{1}{0,906}}{1 - 0,906} = 0,59 \text{ м}$$

$$\text{где } \mu_r = 0,94 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}; \mu_{\text{ж}} = 28,1 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$$\lambda = \frac{1,45}{1,6} = 0,906$$

Высота слоя насадки в колонне равна:
в верхней части

$$H = 5 \cdot 0,805 = 4,2 \text{ м}$$

в нижней части

$$H = 8 \cdot 0,59 = 4,7 \text{ м}$$

Гидравлическое сопротивление слоя насадки высотой 1 м для верхней части колонны определим по уравнению (III.55). Сопротивление слоя сухой насадки

$$\Delta P_{\text{сух}} = \left(\frac{2,87}{0,0148} \right) \left(\frac{3,18}{2} \right) \left(\frac{0,792}{0,74} \right)^2 = 446 \text{ Па}$$

где

$$d_{\text{вх}} = \frac{4P}{\alpha} = \frac{4 \cdot 0,74}{200} = 0,0148 \text{ м}$$

$$\lambda = \frac{1,6}{5450 \cdot 3} = 2,87 \quad \text{Re}_r = \frac{0,792 \cdot 0,0148 \cdot 3,18}{0,74 \cdot 0,94 \cdot 10^{-5}} = 5450$$

Сопротивление слоя орошаемой насадки высотой 1 м определим по уравнению (III.59)

$$\Delta P = \frac{446}{\left(1 - 1,65 \cdot 10^{-10} \frac{200^3}{0,74} - 0,1 \right)^3} = 804 \text{ Па}$$

$$A = \frac{3}{0,74} \sqrt[3]{\frac{(1,91 \cdot 10^{-5})^3 \cdot 200 \cdot 0,395}{2 \cdot 9,8}} = 0,1$$

$$b = \frac{1,74}{5520 \cdot 3} = 0,262$$

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{1,91 \cdot 10^{-3} \cdot 0,025 \cdot 834}{27,7 \cdot 10^{-5} \cdot 9,8 (1 - 0,74)} = 552$$

$$w_{\text{ж}} = \frac{10,6}{3600 \cdot 0,785 \cdot 1,4^2} = 1,91 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

Сопротивление слоя насадки в верхней части колонны

$$\Delta P = 4,2 \cdot 804 = 3380 \text{ Па}$$

Сопротивление слоя орошаемой насадки высотой 1 м в нижней части колонны определим по уравнению (III.63)

$$\Delta P = 44,4 \cdot 9,8 \cdot 3,29 \cdot 0,602^2 \cdot 10^{10} \cdot 10^{-5} \cdot 12,8 \cdot 803 = 735 \text{ Па}$$

где

$$L'_V = \frac{19,7}{0,785 \cdot 1,4^2} = 12,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Сопротивление слоя насадки внизу колонны

$$\Delta P = 4,7 \cdot 735 = 3450 \text{ Па}$$

Общее сопротивление слоя насадки в колонне

$$\Delta P = 3380 + 3450 = 6830 \text{ Па}$$

6. РАСЧЕТ ОТДЕЛЬНЫХ УЗЛОВ ТАРЕЛЬЧАТЫХ И НАСАДОЧНЫХ КОЛОНН

Расчет каскадных промывных тарелок. Каскадные промывные тарелки перекрывают только часть сечения колонны, в то же время они не имеют специальных переливных устройств с гидрозатвором. В отличие от обычных тарелок контакт пара и жидкости происходит здесь только в межтарельчатом пространстве. При наличии отверстий в тарелках жидкость стекает с них в виде отдельных мелких струй, что обеспечивает большую поверхность контакта. В случае применения промывных тарелок, выполненных в виде перфорированных листов, жидкость переливается через водослив сплошной завесой.

Диаметр колонны с каскадными промывными тарелками рекомендуется рассчитывать по скорости пара в свободном сечении, которая определяется по уравнению (III.2). Значение коэффициента $C_{\text{накл}}$ в этом уравнении принимают по графику, приведенному на рис. III-28, в зависимости от расстояния между тарелками. В случае, когда каскадные промывные тарелки используются в колонне вместе с тарелками других типов, имеющими меньшую производительность, например с колпачковыми тарелками и тарелками из S-образных элементов, по конструктивным соображениям можно принимать диаметр колонны одинаковым по ее высоте и равным наибольшему диаметру тарелки.

Минимальную площадь для прохода газа в вертикальной плоскости выбирают таким образом, чтобы скорость газа в этом

сечении была примерно в 2,5—3 раза больше скорости газа в свободном сечении колонны.

Число отверстий n в каскадных тарелках можно определить из уравнения

$$n f_{отв} = \frac{L_V}{\mu \sqrt{2gh_n}}$$

где $f_{отв}$ — площадь отверстия, м^2 ; μ — коэффициент расхода ($\mu = 0,62$).

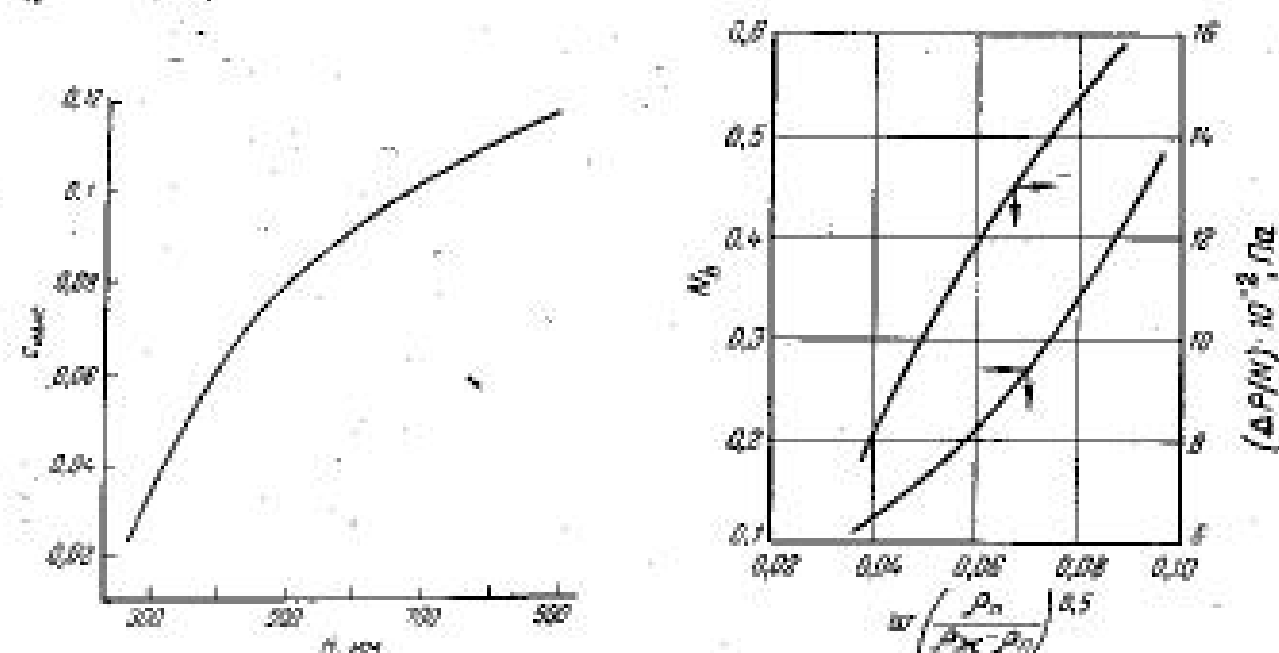


Рис. III-28. Зависимость коэффициента $C_{\max}$ от расстояния между тарелками H .

Рис. III-29. Расчетный график для определения числа теоретических каскадных тарелок и их сопротивления в вакуумных колоннах при L/V (ρ_n/ρ_k)^{0.5} = 0,023.

Когда каскадные тарелки используют для охлаждения пара, их число определяется обычным способом по экспериментальным значениям коэффициентов теплопередачи.

Для процессов абсорбции и ректификации число каскадных тарелок N_T находят по уравнению

$$N_T = \frac{N}{HN_k}$$

где H — расстояние между тарелками, м; N_k — число теоретических тарелок, приходящееся на 1 м высоты колонны. Значение N_k для вакуумной колонны можно определить по графику, приведенному на рис. III-29, полученному при испытании каскадных тарелок на опытном стенде диаметром 4 м с расстоянием между тарелками 750 мм. На стенде проводилась десорбция ацетона из воды воздухом. На этом же графике имеется кривая, с помощью которой можно определять сопротивление тарелок. Как видно из графика, эффективность разделения каскадных промывных тарелок довольно низка, к тому же они обладают относительно большим гидравлическим сопротивлением.

Расчет отбойных устройств. Отбойные устройства предназначены для сепарации капель жидкости из потока пара (газа); устанавливаются вверху абсорбционных колонн и в различных сечениях ректификационных колонн. Отбойные устройства, устанавливаемые вверху колонны, должны обладать высокой эффективностью сепарации и надежно работать в широком диапазоне изменения нагрузок по пару.

В некоторых ректификационных колоннах при вводе сырья в секцию питания поток пара уносит жидкость с малолетучими соединениями: асфальтенами, солями металлов и т. д. При наличии уноса жидкости с тарелки на тарелку эти соединения могут попасть в дистиллят и ухудшить его качество (цвет, коксуемость, содержание золь, металлов и пр.). Подобное явление наиболее часто встречается в вакуумных колоннах для перегонки мазута, особенно при работе на форсированных режимах; в некоторых случаях унос жидкости в секции питания ограничивает производительность колонны.

Отбойные устройства, устанавливаемые в секции питания колонны, должны обеспечивать достаточно высокую эффективность сепарации, легко подвергаться чистке и ремонту.

В случае, когда колонна работает с большими величинами межтарельчатого уноса жидкости, равными оптимальному значению или превышающими его, можно применять межтарельчатые отбойные устройства, позволяющие создать более экономичную конструкцию колонны.

Иногда применение отбойных устройств между тарелками обусловлено спецификой работы или конструкцией колонны например, отбойные устройства под каждой тарелкой применяются при необходимости иметь небольшую высоту колонны; при установке колонн в помещении; в колоннах разделения воздуха, где высота колонны лимитируется поверхностью теплообмена.

К отбойным устройствам, устанавливаемым под каждой тарелкой, предъявляются следующие требования: простота конструкции, малая масса, низкая стоимость, легкость монтажа и обслуживания, малое гидравлическое сопротивление и, наконец, достаточная, но не обязательно высокая эффективность сепарации при заданных рабочих условиях.

Для сепарации капель жидкости из потока пара (газа) в аппаратах нефтяной и химической технологии применяют в основном отбойники ударного типа. В атмосферных и вакуумных колоннах первичной перегонки нефти применяют отбойники из сеток и уголков (рис. III-30, а), а в абсорберах — из вертикально установленных уголков (рис. III-30, б). Встречаются также отбойники с наклонно расположенными элементами (рис. III-30, в). В том и другом случае жидкость из потока пара (газа) выделяется в результате соприкосновения капель с поверхностью элементов. Однако отвод отсепарированной жидкости осуществляется по-разному, что и обуславливает разную картину их работы и различные

допустимые скорости движения газа. В отбойном устройстве из насадки отсепарированная жидкость стекает навстречу восходящему потоку пара, а в отбойниках из вертикально установленных пластин она стекает по элементам в специальное устройство и далее через гидрозатвор выводится из системы.

В отбойных устройствах из насадки уносимая жидкость проникает в слой насадки и создает на ее поверхности ламинарную

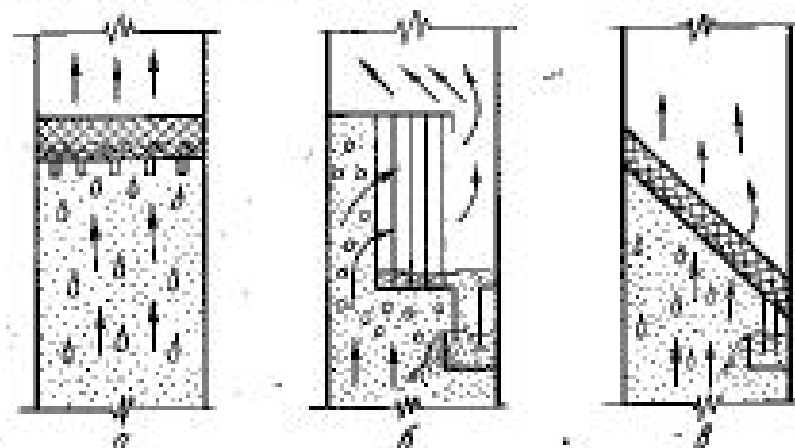


Рис. 11-30. Схемы отбойных устройств горизонтальных из насадки (а), из вертикально расположенных пластин (б), из наклонно расположенных элементов или из насадки (в).

пленку жидкости. Эта пленка стекает на нижние элементы, образуя там крупные капли, которые отрываются и движутся навстречу потоку пара. Подобная картина сепарации жидкости наблюдается лишь до определенных значений нагрузок по пару и жидкости. Начиная с некоторой скорости пара, жидкость заполняет весь объем слоя насадки и часть ее уносится с отбойника вместе с уходящим паром, т. е. возникает вторичный унос жидкости. Нагрузки, при которых еще нет вторичного уноса жидкости, считаются максимально допустимыми, поскольку им соответствует максимальная эффективность сепарации.

При нормальной работе отбойных устройств из вертикально расположенных уголков жидкость ламинарной пленкой стекает по поверхности уголков. По достижении некоторой скорости пара движение жидкости становится волнообразным. Затем происходит срыв пленки с поверхности уголков и появляется вторичный унос жидкости, уменьшающий эффективность сепарации. Нагрузки, при которых еще нет срыва пленки жидкости, считаются максимально допустимыми, поскольку они отвечают максимальной эффективности сепарации.

Рассмотрим расчет допустимых скоростей газа в свободном сечении сепараторов различных типов.

Для сепараторов из насадки с горизонтально расположенными элементами можно пользоваться уравнением (11.66).

Коэффициент k_1 , зависящий от количества жидкости в потоке газа и от физических свойств газожидкостной системы, определяется по рис. 11-23 и рис. 11-31; коэффициент k_2 характеризует конструктивные элементы отбойника.

Для отбойника из различной насадки коэффициент k_2 можно определить по уравнению

$$k_2 = \sqrt{\frac{F_{cb}^3}{s \cdot a}} \left(\frac{F_p}{F_{cb}} \right)^{0,35} \quad (11.64)$$

Для отбойника из уголков коэффициент k_2 определяется по уравнению

$$k_2 = \sqrt{s F_{cb}^2} \left(\frac{F_p}{F_{cb}} \right)^{0,35} \quad (11.65)$$

В уравнениях (11.64), (11.65) F_p — свободное сечение опорной решетки под насадку отбойника, $\text{м}^2/\text{м}^2$; s — зазор между уголками, м.

Если в уравнениях (11.64), (11.65) $F_p > F_{cb}$, отношение этих величин принимается равным единице.

Величину коэффициента A в уравнении можно принимать равной 0,35—0,4 (нижний предел — для системы газ — жидкость, верхний — для системы пар — жидкость).

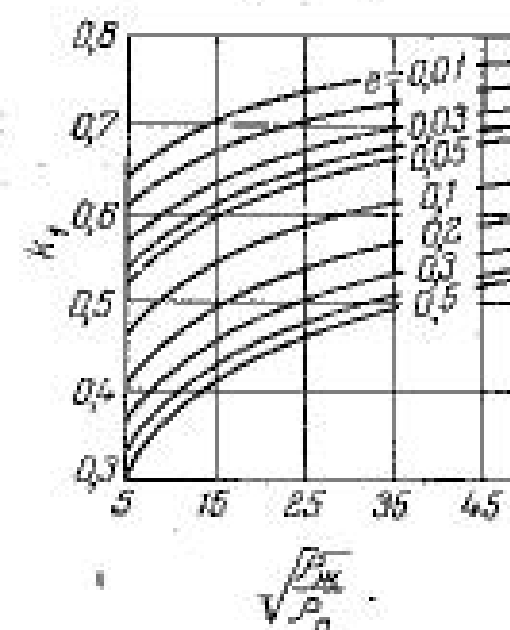


Рис. 11-31. График для определения коэффициента k_1 в уравнении (11.66) при расчете отбойных устройств.

Кроме описанной методики определения рабочей скорости газа в отбойнике, для контроля можно рекомендовать также и другие уравнения. Для сепаратора из вязаных и тканых сеток можно пользоваться следующим уравнением:

$$w = k \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{г}}{\rho_{г}}} \quad (11.66)$$

Коэффициент k зависит от условий перегонки и количества жидкости, поступающей на отбойник, и от его конструкции. Для стандартного сепаратора ($F_{cb} = 0,98 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $a = 200 \text{ м}^2/\text{м}^2$) при небольшом уносе жидкости на отбойник принимают $k = 0,107$, для высокопроизводительного сепаратора ($F_{cb} \geq 0,99 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $a \leq 100 \text{ м}^2/\text{м}^2$) $k = 0,152$.

Считается, что рабочая скорость газа в сечении отбойника должна быть на 25% меньше вычисленной по уравнению (11.66).

Еще более низкие скорости газа рекомендуется принимать в следующих случаях:

- при высоком вакууме в колонне (меньше 4—5,3 кПа) или высоком давлении;
- при работе с высоковязкими жидкостями;
- при работе на сырье, загрязненном механическими примесями;
- при работе с вспениваемыми жидкостями или водными растворами, имеющими низкое поверхностное натяжение.

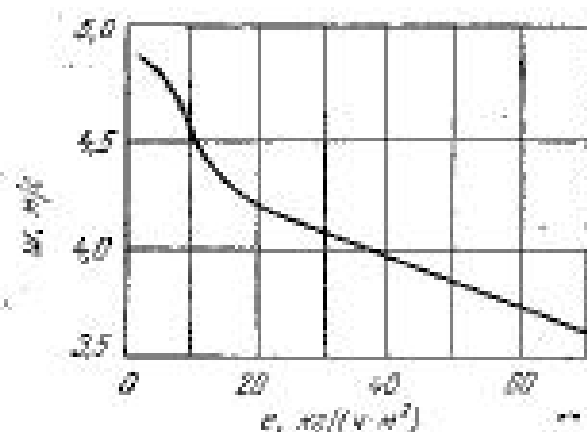


Рис. III-32. Зависимость скорости от остаточного давления в колонне при перегонке жидкостей.

Для вакуумных колонн, в которых остаточное давление превышает 5,3 кПа (40 мм рт. ст.), предельные скорости пара в сечении отбойника можно определять по рис. III-32 в зависимости от количества уносимой жидкости.

Высокая эффективность сепарации сетчатого отбойника сохраняется, если скорость газа не выходит за пределы 30—110% оптимальных значений, определяемых по предложенным выше уравнениям.

Для сепараторов из насадки при наклонном расположении элементов или самого отбойника допустимые скорости газа, подсчитанные по приведенным выше уравнениям, следует относить также к сечению отбойника. При этом получается, что в свободном сечении колонны можно допускать значительно большую скорость газа, чем при горизонтальном расположении отбойника. Таким образом, наклонные сепараторы следует применять в случаях, когда расчетная скорость газа в сечении сепаратора меньше, чем в свободном сечении колонны.

Следует отметить, что наклонно установленное отбойное устройство работает нормально только при сравнительно небольшом уносе жидкости на отбойник, так как выделяемая из потока газа жидкость стекает по его поверхности и концентрируется внизу отбойника, что при больших величинах уноса жидкости может привести к нарушению нормальной его работы.

Для сепараторов с вертикально расположенными элементами рабочую скорость газа можно определить по уравнению

$$w = 0,045 \frac{\sqrt{g^2 \sigma (\rho_k - \rho_n)}}{\sqrt{\rho_n}} \quad (\text{III.67})$$

Скорость газа, рассчитанная по этому уравнению, соответствует величине уноса жидкости после сепаратора, примерно равной 25 мг/м³ газа. Высокая эффективность сепарации наблюдается в тех случаях, когда скорость газа не выходит из пределов 80—120% от вычисленных значений. Данное уравнение было проверено на сепараторах газовых промыслов.

В сепараторах абсорбционных колонн расчетная скорость газа должна быть на 30—50% меньше вычисленной по уравнению (III.67).

Перепад давления в сепараторах ударного типа обычно невелик. Потерю напора в отбойнике из колец можно определять по уравнениям для расчета сопротивлений сухих и орошаемых насадок.

При испытании отбойных устройств из вязаных и тканых сеток на системе вода — воздух при общей толщине слоя 100—150 мм потеря напора равна 120—250 Па, а при толщине слоя до 300 мм сопротивление достигает 750 Па.

Расчет эффективности сепарации позволяет более обоснованно принимать высоту отбойного устройства, обеспечивающую желаемую степень сепарации.

Высокое извлечение жидкости из потока газа необходимо в тех случаях, когда унос из аппарата представляет собой прямые потери ценных продуктов (например, абсорберы и контакторы) или вызывает загрязнение атмосферы (например, при работе с радиоактивными и агрессивными веществами).

Для определения эффективности сепарации отбойных устройств из насадки (E) можно воспользоваться методом и уравнениями, предложенными для расчета эффективности сепарации жидкости с помощью сетчатого отбойника, выразив общую поверхность проволоки в объеме отбойника через удельную поверхность насадки.

После несложных преобразований, которые здесь не приводятся, конечное выражение будет иметь следующий вид:

$$E = 1 - \left(1 - 0,2 \frac{ah}{n} E' \right)^n$$

где a — удельная поверхность насадки отбойника, м²/м³; h — высота слоя насадки, м; n — число рядов насадки в отбойнике, расположенных перпендикулярно потоку газа; E' — эффективность сепарации капель жидкости заданного размера одним рядом насадки отбойного устройства. Для определения E' может быть использован рис. III-33. Значения безразмерных параметров k и φ определяются по уравнениям:

$$k = \frac{1}{9} \cdot \frac{\rho_n w d_{\text{кр}}^2}{\rho_n d_n}$$

$$\varphi = 9 \cdot \frac{\rho_n^2 d_n w}{\mu_n \rho_k}$$

где d_n — диаметр элемента насадки, м; $d_{ж}$ — диаметр капель жидкости, м.

Для перехода от эффективности сепарации отбойником капель жидкости заданного размера к эффективности сепарации всех капель необходимо располагать данными о распределении капель уносимой жидкости по размерам.

Капли жидкости диаметром до 5 мк легко вавениваются и плохо сепарируются из потока газа, однако, как правило, их число составляет не более 10—20% (масс.) общей массы уносимой

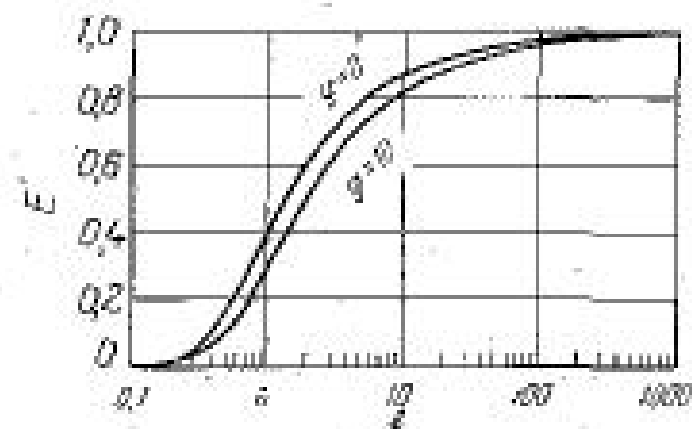


Рис. III-33. Расчетный график для определения эффективности сепарации отбойных устройств ударного типа.

жидкости. В связи с этим расчет эффективности сепарации можно проводить, ориентируясь на капли жидкости диаметром от 6—8 мк и выше. При полном извлечении капель данного размера общая эффективность сепарации отбойным устройством будет равна примерно 80—90%.

Для отбойных устройств, устанавливаемых в секции питания атмосферной и вакуумной колонн, не обязательно иметь очень высокую эффективность сепарации. Высота отбойника из 10—15 рядов сеток или из двух рядов уголков будет вполне достаточна для почти полной сепарации жидкости.

Для сепарации жидкости часто применяют специальные аппараты — выносные сепараторы, пустотелые либо с установленными в них отбойными устройствами.

Максимально допустимая скорость паров в вертикальном выносном сепараторе рассчитывается по уравнению, в котором коэффициент k определяется при помощи рис. III-34, в зависимости от соотношения расходов отсепарированных потоков жидкость — пар и их плотностей. При большом количестве жидкости в поступающем потоке пара найденная скорость паров обеспечит остаточное содержание жидкости в уходящем паре не более 5%. При необходимости более высокой степени сепарации жидкости в выносном сепараторе следует устанавливать отбойные устройства. Уровень жидкости в сепараторе определяется по максимальному объему отсепарированной жидкости, накапливающейся в сепараторе в течение 1—4 мин. Расстояние от уровня жидкости до штуцера подачи сырья должно быть не менее 450 мм, а высота сепарационного пространства — 1200 мм. Если отношение общей

высоты сепаратора H к его диаметру D больше 5, рекомендуется принимать горизонтальный сепаратор. Диаметр горизонтального сепаратора можно определять по уравнению

$$D = 2,25 \sqrt{\frac{V}{w}}$$

где V — объем паров, м³/с.

Максимально допустимая скорость паров w определяется по уравнению (III.66) в рис. III-34.

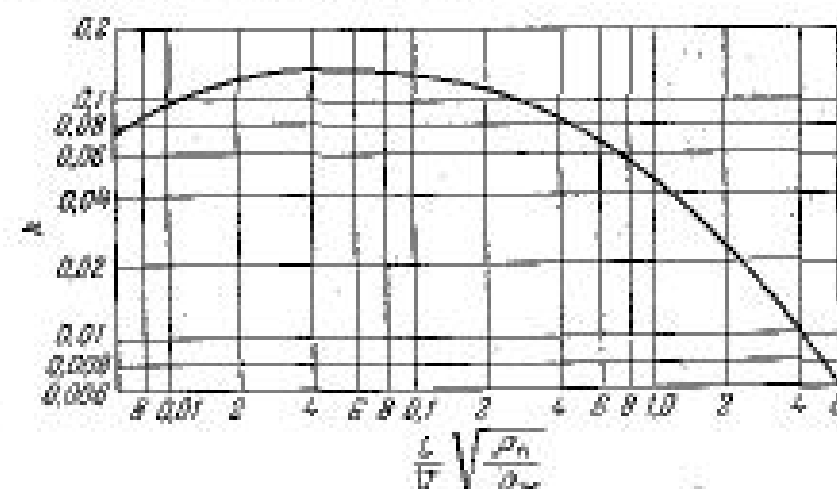


Рис. III-34. График для определения коэффициента k в уравнении (III.66) для расчета максимально допустимой скорости пара в вертикальном выносном сепараторе с сетчатым отбойником.

Расчет распределителей жидкости и пара. При конструировании распределителей дискретного типа (распределительные тарелки, желоба, трубчатые колленторы и пр.) следует предусматривать определенное число точек орошения, приходящееся на единицу площади поперечного сечения колонн, для того чтобы, с одной стороны, иметь равномерное орошение торца насадки или верхней провальной тарелки и с другой — не усложнить конструкцию оросителя. На выбор числа точек орошения существенно влияет способ укладки насадки (для регулярно уложенной насадки число точек орошения должно быть значительно большим). В соответствии с высказанными соображениями приведем значения оптимального числа точек орошения на 1 м² площади поперечного сечения:

Диаметр колонны, м	Регулярная укладка	Укладка пикапа
0,4—0,8	344	20
0,8—1,2	173	20
Больше 1,2	43	20

В связи со значительной разницей в числе точек орошения, потребном для упорядоченной и неупорядоченной насадок, в ряде случаев засыпка небольшого слоя колец внавал поверх основного

упорядоченного слоя может улучшить распределение жидкости и повысить эффективность работы насадки.

Для перераспределительных тарелок с раздельным движением пара и жидкости через различные патрубки допустимые скорости потоков в патрубках можно принимать в соответствии с рекомендациями по расчету штуцеров: для жидкости 0,2—0,6; для пара 10—30 м/с при атмосферном давлении.

Площадь одного отверстия трубчатого распределителя определяют по уравнению расхода жидкости при истечении через отверстие

$$L_v = \mu f_{отв} \sqrt{2h}$$

где μ — коэффициент расхода; $f_{отв}$ — площадь одного отверстия, м²; h — напор жидкости, Па; L_v — расход жидкости, м³/с.

Коэффициент расхода μ при отношении толщины трубы к диаметру отверстия, составляющем 1,3—5, можно принять равным 0,8, число отверстий n принимается численно равным числу точек орошения. Обычно жидкость подается под напором не менее 20—60 кПа. В тех случаях, когда в процессе работы колонны возможно изменение общего расхода жидкости, принимаются большие значения напора.

Для размещения отверстий в трубе необходимо задаться распределением струй жидкости по сечению колонны. Угол, под которым должны быть расположены отверстия (α , град), можно определять из следующего уравнения

$$\operatorname{ctg} \alpha = \frac{-1,45h + \sqrt{2,1h^2 + 2,9hH_1 - r^2}}{r^2}$$

где $h = h'/g$; h' — напор жидкости, Па; H_1 — высота слоя насадки, м; r — вылет струй жидкости, м.

Высота расположения распределителя над насадкой или тарелкой для трубчатого распределителя принимается равной 0,7—1,0 м.

Для распределительных желобов рекомендуются следующие размеры: ширина не менее 120 мм; высота не более 350 мм; скорость жидкости в желобе не более 0,3 м/с. Расстояние от прореза до дна желоба и до торцевой стенки должно быть больше ширины прореза не менее чем в 3 раза. Высота прямоугольного прореза принимается несколько большей высоты подпора жидкости, определяемой из уравнения расхода жидкости через водослив

$$L_v = \frac{2}{3g} \mu b n h \sqrt{2h}$$

где L_v — расход жидкости, м³/с; n — число прорезей; b — ширина прореза; h — подпор жидкости, Па.

Число прорезей n принимается равным числу точек орошения. Распределительные желоба устанавливают на расстоянии 1,2—1,4 м от слоя насадки или от тарелки.

Расчет трубопровода, соединяющего низ колонны с кожухотрубчатый теплообменником. При подводе тепла в низ колонны при помощи выносных кожухотрубчатых теплообменников большое влияние на получение заданной циркуляции жидкости ока-

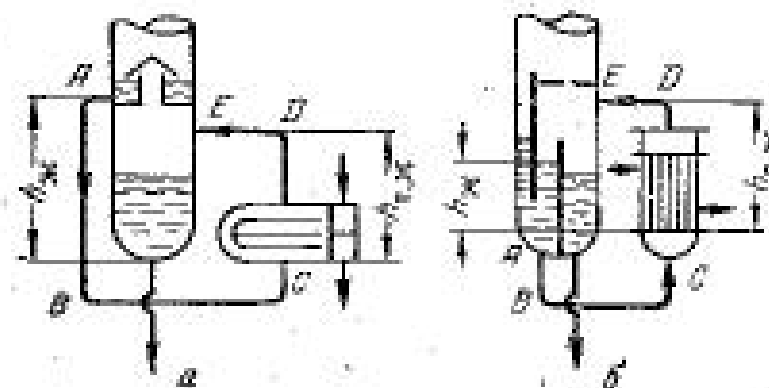


Рис. III-35. Схемы к расчету потерь напора циркулирующей жидкости через теплообменник между колонной;

а — при полной циркуляции остатка; б — при частичной циркуляции остатка.

зывает правильный выбор диаметра подводящих трубопроводов. Прямой расчет этих трубопроводов довольно сложен, так как, кроме диаметра, требуется еще определить количество испарившейся жидкости и кратность ее циркуляции, вследствие чего такой расчет возможен только с помощью метода последовательного приближения.

Ниже приводится метод расчета, предусматривающий проверку сопротивления в принятой схеме подсоединения трубопроводов. На рис. III-35 показаны схемы подсоединения трубопроводов к теплообменникам при полной и частичной циркуляции остатка.

Для упрощения примем, что в теплообменнике и трубопроводе, соединяющем теплообменник с колонной, движется паро-жидкостная смесь. Тогда уравнение, определяющее нормальную работу всей системы, будет иметь следующий вид:

$$h_{ж} \rho_{ж} - h_{п.ж} \rho_{п.ж} > \frac{\Delta P}{g} \quad (\text{III.68})$$

где ΔP — общая потеря напора, Па; $h_{ж}$, $h_{п.ж}$ — высоты столбов жидкости и паро-жидкостной смеси (см. рис. III-35), м.

Плотность двухфазного потока пар — жидкость определяется по уравнению

$$\rho_{п.ж} = \rho_{п} (1 - R_{ж}) + \rho_{ж} R_{ж}$$

Объемная доля $R_{ж}$ в системе определяется по рис. III-36 в зависимости от комплекса X

$$X = \left(\frac{L}{V} \right)^{0,9} \left(\frac{\rho_{п}}{\rho_{ж}} \right)^{0,5} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{п}} \right)^{0,1}$$

где V и L — количества соответственно образовавшегося пара и оставшейся жидкости, кг/ч.

Общую потерю напора циркулирующей жидкости можно рассматривать как сумму

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 \quad (\text{III.69})$$

где ΔP_1 — сопротивление движению нагретой жидкости на участке ABC (см. рис. III-35); ΔP_2 — сопротивление движению

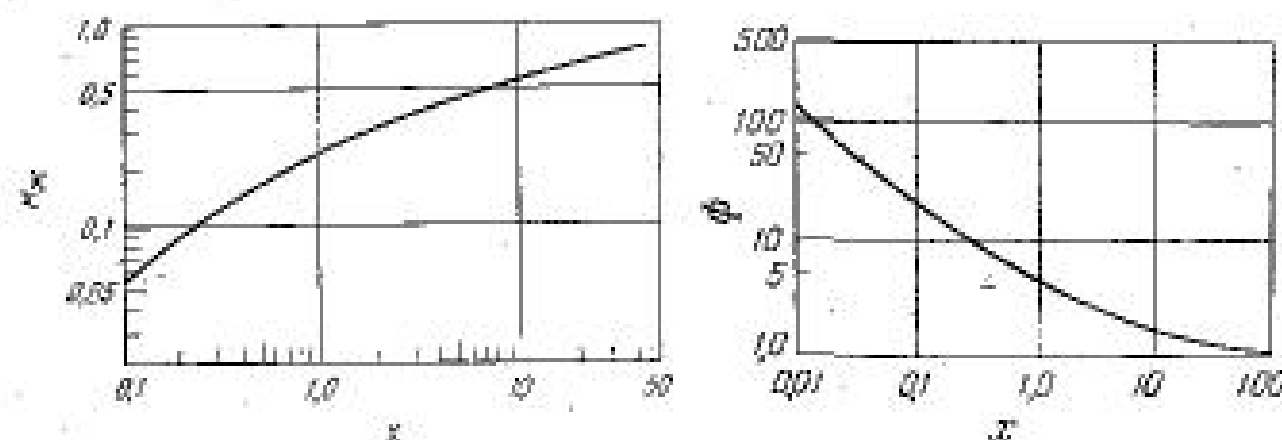


Рис. III-36. Зависимость объемного содержания жидкости в двухфазном потоке пар—жидкость от комплексного X .

Рис. III-37. Расчетный график для определения сопротивления двухфазного турбулентного потока пар—жидкость.

паро-жидкостной смеси на участке CDE ; ΔP_3 — сопротивление, вызванное разницей скоростью движения фаз смеси на участке CDE .

Сопротивление однофазного потока в трубопроводе ΔP_1 определяется по уравнениям гидравлики.

Для определения сопротивления двухфазного потока пар — жидкость можно воспользоваться уравнением, которое, как показывают расчеты, даст удовлетворительную сходимость с экспериментальными данными при турбулентном режиме

$$\Delta P_2 = \Phi^2 \Delta P'_2$$

где $\Delta P'_2$ — сопротивление однофазного жидкостного потока на том же участке; Φ — параметр, определяемый по рис. III-37.

Последняя составляющая уравнения (III.69) определяется следующим образом:

$$\Delta P_3 = \frac{(L')^2}{R_{ж}\rho_{ж}} + \frac{(V')^2}{(1-R_{ж})\rho_{п}} - \frac{(L'+V')^2}{\rho_{ж}}$$

где L' и V' — количества соответственно жидкой и паровой фаз, проходящих через поперечное сечение трубопровода в направлении от теплообменника к колонне, кг/(м²·с).

Для расчетной проверки уравнения (III.68) следует задаться долей отгона. Обычно максимальное количество жидкости, испаряющейся в кожухотрубчатом теплообменнике, не превышает 25 %

общего количества циркулирующей жидкости ($V/L \leq 0,33$). На эту величину следует проверить заданную кратность циркуляции или сечение трубопровода.

Расчет трубопровода, соединяющего парциальный конденсатор с емкостью орошения. При размещении парциального конденсатора непосредственно на нулевой отметке большое значение имеет правильный выбор диаметра трубопровода, соединяющего емкость орошения с конденсатором. Сконденсированная жидкость поступает в емкость орошения вместе с паром, при этом диаметр трубопровода должен быть таким, чтобы сопротивление паровому потоку было минимальным. Режим движения паро-жидкостной смеси должен быть турбулентным, а не поршневым, так как поршневой режим приводит к сильному колебанию давления в колонне.

Ниже приводятся проверенные в промышленных условиях уравнения для расчета диаметра трубопровода

$$0,007Fr \geq 1,056 - \frac{Q_n}{Q_n + Q_{ж}}$$

где

$$Fr = \frac{(w_n + w_{ж})^2}{gD} = 0,485 \frac{(Q_n + Q_{ж})^2}{D^5}$$

где Q_n , $Q_{ж}$ — расходы пара и жидкости, м³/с; w_n , $w_{ж}$ — скорости пара и жидкости, м/с; D — диаметр трубопровода, м.

При колебаниях расхода дистиллята следует предусматривать два трубопровода: основной — с клапаном, который будет открываться при больших расходах и закрываться при малых, и дополнительный; диаметр дополнительного трубопровода рекомендуется определять из соотношения

$$\frac{Q_{доп}}{Q_{осн}} = 1 + \left(\frac{D_{осн}}{D_{доп}} \right)^{2,4}$$

Расход жидкости через дополнительный трубопровод выбирается по минимальному значению расхода дистиллята.

Определение диаметров штуцеров. Диаметры штуцеров обычно определяют по допустимой скорости потока, величина которой изменяется в зависимости от назначения штуцера и фазового состояния потока (в м/с):

Скорость жидкостного потока	
на приеме насоса и в самотечных трубопроводах	0,2—0,6
на выкиде насоса	1—2
Скорость парового потока	
в наливных трубах и из выкатных в колонну (при атмосферном давлении)	10—30
в трубопроводах из отпарных секций	10—40
в подъемных трубах вакуумных колонн	20—60
при подаче сырья в колонну	30—50

Скорость паро-жидкостного потока сырья в колонну в пересчете на однофазный жидкостной поток 0,5—1,0

Для колонн, работающих под давлением, расчетная скорость пара в штуцерах определяется по уравнению

$$w_p = \frac{w_0}{\sqrt{P}}$$

где w_0 , w_p — скорости пара при атмосферном и повышенном давлении соответственно, м/с.

При чрезмерно больших диаметрах штуцеров сильно усложняется конструкция аппарата; в таких случаях можно уменьшить диаметры штуцеров, но при этом обязательно надо проверить общее сопротивление потока в штуцере и в трубопроводе.

Рассчитанные по допустимым скоростям потока диаметры штуцеров должны быть равны диаметрам подсоединяемых трубопроводов или меньше их.

Определение диаметров технологических трубопроводов по приведенным выше минимальным значениям скоростей в ряде случаев может привести к излишним затратам и перерасходу металла. В то же время чрезмерное уменьшение диаметров трубопроводов может привести к ограничению производительности колонны.

В тех случаях, когда потеря давления в системе не является решающим фактором, принятый диаметр трубопровода проверяется с точки зрения оптимальных его размеров на основе технико-экономического анализа.

Диаметры трубопроводов, размеры которых зависят только от гидравлического сопротивления системы, проверяются на заданные расходы.

Аналогичным образом проверяют линии трубопроводов циркуляционного орошения после насоса; линии, по которым продукт из колонны с большим давлением подают в колонну с меньшим давлением; и, наконец, линии, по которым жидкость самотеком перетекает из одного аппарата в другой.

Определение емкости низа колонны. Емкость низа колонны рассчитывают исходя из запаса для 5—10-минутной работы насоса в случае прекращения поступления сырья в колонну. При опасности коксообразования или термического разложения нижнего продукта принимают меньшие цифры. Расстояние от уровня жидкости в низу колонны до нижней тарелки, колеблющееся от 1 до 2 м, выбирают таким образом, чтобы распределение поступающего из кипятыльника пара по сечению колонны было равномерным; большие расстояния соответствуют колоннам большего диаметра.

Глава IV

Оптимальный расчет процессов и аппаратов

1. ОБЩАЯ ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ОПТИМАЛЬНОГО РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ И АБСОРБЦИИ

Оптимальный расчет процессов ректификации и абсорбции заключается в определении таких параметров разделения и размеров аппаратов, которые соответствуют экстремальному значению выбранной функции цели (критерия оптимальности).

В качестве функции цели используют технологические, термодинамические и экономические критерии. Технологические критерии — это извлечение целевого компонента, производительность аппарата или съем продукции с единицы объема аппарата

$$\varphi = \frac{wE}{HN} \quad (IV.1)$$

Для процессов абсорбции и ректификации под вакуумом в качестве функции цели (технологического критерия) часто используют общее сопротивление газовому (паровому) потоку

$$\varphi = \frac{\Delta PN}{E} \quad (IV.2)$$

Термодинамические критерии — это, например, термодинамическая эффективность процесса разделения, равная отношению минимальных работ разделения при получении продуктов заданной чистоты (A_T) и чистых продуктов, для которых $y_D \rightarrow 1$ (A_T^0)

$$\eta = \frac{A_T}{A_T^0} \quad (IV.3)$$

Возможно использование и более общих термодинамических критериев, например, изменения энтропии системы в целом или при смешении потоков

$$\Delta S \rightarrow \min$$

И, наконец, в качестве экономических критериев используют себестоимость продукции, прибыль или приведенные затраты. Остановимся более подробно на последнем критерии; он используется более часто, чем все остальные критерии, так как является

наиболее объективным показателем экономической эффективности проектируемого процесса.

Приведенные затраты на процессы ректификации (φ_p) и абсорбции (φ_a) без учета стоимости сырья могут быть рассчитаны по уравнениям

$$\varphi_p = \mathcal{E}_{\text{хлад}} + \mathcal{E}_{\text{тепл}} + \mathcal{E}_{\text{пр}} + \mathcal{E}_{\text{на}} + \gamma K \quad (\text{IV.4})$$

$$\varphi_a = \mathcal{E}_k + \mathcal{E}_{\text{на}} + \gamma K \quad (\text{IV.5})$$

где

$$\mathcal{E}_{\text{хлад}} = \frac{90}{M_D} \varepsilon (1+R) T_D C_{\text{хлад}} \quad (\text{IV.6})$$

$$\mathcal{E}_{\text{тепл}} = \frac{90}{M_W} \varepsilon (1+R) T_W C_{\text{тепл}} \quad (\text{IV.7})$$

$$\mathcal{E}_k = \frac{\Delta P b N}{E R r} C_{\text{на}} \quad (\text{IV.8})$$

$$\mathcal{E}_{\text{н.р}} = \frac{\varepsilon N H b}{\eta} C_{\text{на}} \quad (\text{IV.9})$$

$$\mathcal{E}_{\text{н.з}} = \frac{l H b N}{E} C_{\text{на}} \quad (\text{IV.10})$$

$$\mathcal{E}_{\text{н.п}} = \left\{ g_{\text{ан}} + 6,9 g_{\text{вх}} (P_F - N_1 b \Delta P)^{-0,6} \left[\frac{P_F - N_1 b \Delta P - P_W}{P_F - N_1 b \Delta P - 0,38 P_W} \right]^{0,52} \right\} C_{\text{н.п}} \quad (\text{IV.11})$$

$$K = \left[\frac{4 \pi \varepsilon (1+R)}{\omega \rho_{\text{п}}} \right]^{0,4} H b N q_{\text{корп}} C_{\text{корп}} + \frac{\varepsilon (1+R) N b}{\omega \rho_{\text{п}}} q_{\text{тар}} C_{\text{тар}} \quad (\text{IV.12})$$

Значения T_D и T_W определяются как температуры кипения жидкости при составах дистиллята и остатка соответственно и при давлениях

$$P_D = P - N_1 b \Delta P$$

$$P_W = P + N_2 b \Delta P$$

В уравнениях (IV.4)–(IV.12) приняты следующие обозначения: $\mathcal{E}_{\text{хлад}}$ — эксплуатационные затраты на хладагент для создания орошения и конденсацию паров верхнего продукта, руб/кг (все эксплуатационные и капитальные затраты рассчитаны на единицу производительности колонны); $\mathcal{E}_{\text{тепл}}$ — эксплуатационные затраты на теплоноситель для подогрева низа колонны, руб/кг; $\mathcal{E}_{\text{н.р}}$, $\mathcal{E}_{\text{н.з}}$ — эксплуатационные затраты на привод насоса для перекачки орошения и абсорбента соответственно, руб/кг; $\mathcal{E}_k$ — эксплуатационные затраты на привод компрессора для обеспечения заданного расхода газа в колонну или для дожатия газа после колонны до заданного давления, руб/кг; $\mathcal{E}_{\text{н.п}}$ — эксплуатационные затраты на водяной пар, подводимый в низ колонны и в эжектор, руб/кг; K — капитальные затраты, руб/(кг/год); γ — отрасле-

вой нормативный коэффициент амортизации и экономической эффективности, год⁻¹; ε — доля отбора дистиллята по отношению к сырью, кг/кг; b — коэффициент эффективности тарелок и насадок, для тарелок $b = 1/E$ (где E — к. п. д. тарелки), для насадок $Hb = h_{\text{жк}}$; $q_{\text{корп}}$, $q_{\text{тар}}$ — металлоемкость корпуса и тарелок соответственно, кг/м²; $C_{\text{хлад}}$ — удельная стоимость хладагента при остром орошении, руб/кДж; $C_{\text{тепл}}$ — удельная стоимость теплоносителя, подводимого к кипятивильнику, руб/кДж; $C_{\text{н.п}}$ — стоимость водяного пара, руб/кг; $C_{\text{эл}}$ — стоимость электроэнергии, руб/кДж; $C_{\text{корп}}$, $C_{\text{тар}}$ — стоимости корпуса и тарелок колонны соответственно, руб/кг; $g_{\text{н.п}}$ — расход водяного пара в низ колонны, кг/кг сырья; $g_{\text{вх}}$ — количество газов разложения и воздуха, кг/кг сырья; P_F — давление в секции питания колонны, Па; P_W — давление водяного пара на входе в эжектор, Па; P — давление в зоне питания колонны, Па; N_1 , N_2 — число теоретических тарелок в концентрационной и отгонной частях колонны соответственно; ΔP — средний перепад давления на тарелке, Па; l — удельный расход абсорбента, кг/кг.

Эксплуатационные затраты $\mathcal{E}_k$ в абсорбционных колоннах рассчитываются без учета требуемой конечной величины давления газа, так как оно должно быть одинаковым для всех типов контактных устройств.

В качестве определяемых или варьируемых переменных функции цели при расчете процессов ректификации и абсорбции используют те параметры, которые в соответствии со степенью свободы их проектирования принимаются в качестве исходных данных, а именно: P , t_F , ε , R (или β), N , N_F , H , D (или ω), $F_{\text{св}}$. Таким образом, оптимальный расчет процессов и аппаратов заключается в определении таких параметров разделения и размеров аппарата, которые при заданном составе сырья x_F и содержания целевого компонента в дистилляте y_D обеспечивают экстремальное значение функции цели, например минимум приведенных затрат. Следовательно, математическая задача оптимального расчета процессов и аппаратов формулируется как определение минимума следующей функции

$$\varphi = \varphi(P, t_F, \varepsilon, \beta, N, N_F, H, D, F_{\text{св}}) \quad (\text{IV.13})$$

Кроме перечисленных параметров на оптимальное значение функции цели оказывают влияние также технологическая схема разделения и конструкция контактного устройства.

2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОПТИМАЛЬНЫХ ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ И АБСОРБЦИИ И ОПТИМАЛЬНЫХ РАЗМЕРОВ АППАРАТОВ

В связи с многомерностью функции цели оптимальный расчет процессов и аппаратов для ректификации и абсорбции в общей постановке является чрезвычайно сложной задачей. Поэтому на

практике используют упрощенные методы оптимизации, основанные на применении частных критериев оптимальности или локальных оптимумов функции цели. Некоторые результаты такого расчета рассматриваются ниже.

Оптимальное значение функции Φ часто определяется только в зависимости от наиболее сильно влияющих параметров, к которым относятся R (или β) и N . При выполнении такого расчета

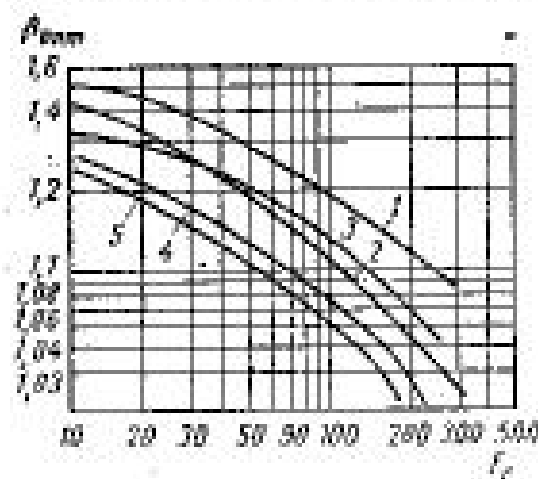


Рис. IV-1. Зависимость оптимального флегмового числа от фактора F_c :

1 — $R_{\min} = 1$, $N_{\min} = 10$; 2 — $R_{\min} = 2$, $N_{\min} = 10$; 3 — $R_{\min} = 1$, $N_{\min} = 50$; 4 — $R_{\min} = 2$, $N_{\min} = 50$; 5 — $R_{\min} = 3$, $N_{\min} = 10$.

обычно используют эмпирические зависимости между параметрами R и N , например уравнение кривой на графике Джиллиленда.

Отметим две работы [93, 94], в которых на основе анализа многочисленных расчетов разделения бинарных и многокомпонентных смесей были разработаны методы определения оптимальных значений флегмовых чисел. В работе [93] $R_{\text{опт}}$ рекомендуется определять по графику, приведенному на рис. IV-1. Фактор стоимости определяется следующим выражением

$$F_c = \frac{C_1 E G_{\text{опт}} \tau}{C_2} \quad (\text{IV.14})$$

где C_1 — стоимость пара и хладагента для испарения и конденсации 1 кг дистиллята, руб./ч·кг; C_2 — стоимость амортизационных отчислений на 1 м² сечения колонны, руб./м²·год; E — общий к. п. д. тарелки; τ — рабочее время в году, ч.

Оптимальный коэффициент избытка флегмы, соответствующий минимуму приведенных затрат, рекомендуется определять по следующему уравнению [94]:

$$\beta_{\text{опт}} = 1 + \sqrt{0,5(\rho - 1) \frac{1 + \frac{1}{R_{\min}}}{1 + \frac{1}{R_{\text{опт}}}}} \quad (\text{IV.15})$$

где $\rho = N/N_{\min}$ — отношение числа тарелок при коэффициенте избытка флегмы $\beta = 1,5$ к минимальному числу тарелок; $\psi = A_2/A_1$ — технико-экономический коэффициент; A_1 — относи-

тельные капитальные затраты на разделение, руб.·ч/кг; A_2 — относительные эксплуатационные расходы и затраты на теплообменное оборудование, руб.·ч/кг

$$A_1 = \frac{2K_0 P_k H}{3600 E \psi \rho_{\text{п}}} \quad (\text{IV.16})$$

$$A_2 = \lambda \left[\frac{\tau P_Q}{\gamma_{\text{н}}} + \frac{0,55 \cdot 10^{-3} a_W}{k_W \Delta T_W} + \frac{0,55 \cdot 10^{-3} a_D \left(1 + \frac{\Delta Q}{Q_D}\right)}{k_D \Delta T_D} \right] \quad (\text{IV.17})$$

где λ — теплота испарения, кДж/кг; H — расстояние между тарелками, м; P_k — стоимость единицы объема колонны, руб./м³; P_Q — удельные затраты на подвод тепла в низ колонны, руб./кДж; τ — срок амортизации оборудования, ч; $\gamma_{\text{н}}$ — к. п. д. нагревательного устройства; a_W , a_D — стоимость единицы поверхности нагревателя и конденсатора соответственно, руб./м²; k_W , k_D — коэффициенты теплопередачи в подогревателе и конденсаторе, кВт/(м²·К); ΔT_W , ΔT_D — перепад температур в подогревателе и конденсаторе соответственно, К; ΔQ — потери тепла по высоте колонны; E — к. п. д. тарелок; K_0 — коэффициент, учитывающий массу колонны, не занятую тарелками, и зависящий от типа колонны. Для основных колонн, применяемых в химической и нефтеперерабатывающей промышленности, можно принять следующее значение коэффициента K_0 [95]:

Ректификационные колонны	1,15—1,55
Вакуумные колонны:	
с большим числом тарелок	1,3—1,55
с малым числом тарелок	2—2,6
Неиспарители, отпарные колонны, десорберы и т. д.	1,5—2

Поскольку для вычисления фактора стоимости F_c и коэффициентов ρ и ψ в уравнении (IV.15) необходимо располагать такими данными, которые могут быть получены после проведения полного расчета колонны, описанные методы расчета $R_{\text{опт}}$ являются фактически проверочными, с их помощью можно лишь сравнивать принятый коэффициент избытка флегмы с его оптимальным значением.

Для приближенной оценки оптимального флегмового числа можно воспользоваться также следующими уравнениями:

$$\left. \begin{aligned} R_{\text{опт}} &= 1,3 R_{\min} + 0,36 \\ N_{\text{опт}} &= 1,7 N_{\min} + 0,7 \end{aligned} \right\} \quad (\text{IV.18})$$

основанными на анализе функции $(R+1) \cdot (N+1)$, пропорциональной объему колонны, с использованием графика Джиллиленда.

Оптимальные расчеты процесса ректификации на основе технико-экономического критерия, базирующиеся на уравнении

(IV.4) или ему подобном, показывают, что оптимальный коэффициент избытка флегмы изменяется от 1,04 до 1,5, а оптимальное число тарелок превышает минимальную величину в 2—3 раза. При этом оптимальное флегмовое число довольно часто бывает всего лишь на несколько процентов больше минимального значения. Однако пользоваться небольшими значениями коэффициента избытка флегмы ($\beta < 1,2$) не рекомендуется в следующих случаях: при малой летучести компонентов и при четком делении смесей, когда неизвестны точные значения некоторых исходных данных или когда возможны заметные возмущения по расходу и составу питания.

При разделении многокомпонентных смесей к числу наиболее сильно влияющих параметров функции ϕ [см. уравнение (IV.13)] относится также доля отбора дистиллята ε . Если в качестве функции цели использовать термодинамический критерий, определяемый по уравнению (IV.3), то оптимальный отбор дистиллята оказывается равным содержанию в сырье компонентов до легкого ключевого включительно [96]

$$x_{\text{отт}} = \sum_{i=1}^I x_{Fi} \quad (\text{IV.19})$$

Однако данное уравнение можно использовать только как ориентировочное, так как минимум функции ϕ может не совпадать с расчетным, полученным по уравнениям (IV.4) и (IV.5) [97].

К числу параметров, оказывающих меньшее влияние на изменение функции ϕ , чем отмеченные выше, относятся температура питания t_F , давление P и положение тарелки питания N_F .

Оптимальная температура питания t_F определяется в основном затратами на теплоноситель и хладагент. Анализ приведенных затрат показывает, что при дорогом хладагенте невыгодно перегревать сырье, т. е. лучше направлять его в колонну при температуре кипения или даже в переохлажденном состоянии. В связи с этим в процессах низкотемпературной ректификации сырье всегда подается при температуре кипения. В то же время при использовании дешевых хладагентов и дорогих теплоносителей становится выгодным подавать сырье в колонну в паро-жидкостном состоянии. При отсутствии особых требований к хладагенту и теплоносителю анализ эксплуатационных затрат и термодинамический анализ процесса на основе критерия оптимальности, описываемого уравнением (IV.3), показывает, что в этом случае оптимальная температура питания примерно соответствует доле отгона сырья, равной мольному отбору дистиллята [96].

$$t_{\text{отт}} \approx t \quad (\text{IV.20})$$

Отметим, что дешевыми хладагентами являются вода и воздух, а дешевыми теплоносителями при температуре остатка до 180 °С — водяной пар, при более высокой температуре — нефтяные фрак-

ции, пределы температур кипения которых составляют 200—450 °С. При высоких температурах низа колонн применяется также подогрев остатка в трубчатых печах.

Оптимальное давление процесса ректификации определяется в основном затратами на хладагент. Этот вопрос подробно рассмотрен в главе II. Оптимальное давление существенно зависит также от принятой технологической схемы процесса разделения.

Оптимальное положение тарелки питания с достаточной для практики точностью определяется на основе минимума приращения энтропии при смешении потоков на тарелке питания, которое происходит вследствие скачков концентраций компонентов в потоках и их температур. Как показывают расчеты, энтропия системы менее заметно изменяется вследствие скачков концентраций, нежели скачков температур потоков. Поэтому лучше использовать не концентрационный критерий по типу равного соотношения ключевых компонентов в сырье и в жидкости на тарелке питания (критерий Джиалиленда)

$$\frac{x_{Fi}}{x_{Fk}} = \frac{x_{Ni}}{x_{Nk}} \quad (\text{IV.21})$$

а температурный критерий, фиксирующий монотонное и непрерывное изменение температур потоков по высоте секции питания колонны.

Отметим еще два эмпирических уравнения для определения оптимального положения тарелки питания, взятых из работ [98]

$$\left(\frac{N_1}{N}\right)_{\text{отт}} = \left[\left(\frac{x_{Fk}}{x_{Fi}}\right) \left(\frac{x_{Ni}}{x_{Dk}}\right)^2 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \right]^{0.396} \quad (\text{IV.22})$$

и [20]

$$\left(\frac{N_1}{N_2}\right)_{\text{отт}} = \frac{N_{\text{мин } 1}}{N_{\text{мин } 2}} = \frac{N_{\text{мин } 1}}{N_{\text{мин}} - N_{\text{мин } 1}} \quad (\text{IV.23})$$

где $N_{\text{мин } 1}$ и $N_{\text{мин } 2}$ — минимальные числа тарелок, подсчитанные по уравнению Фenske, соответственно для укрепляющей и отгонной частей колонны.

Из варьируемых параметров уравнений (IV.13) наименьшее влияние на изменение функции цели оказывают параметры N и D . Тем не менее анализ функции ϕ в широком диапазоне изменения производительностей показывает, что значение $N_{\text{отт}}$ существенным образом зависит от производительности аппарата или от его диаметра:

$N_{\text{отт}}, \text{ шт}$	200—350	350—400	400—500	500—600	≥ 600
$D, \text{ мм}$	0,8	0,8—1,6	1,6—2,0	2,0—2,4	$> 2,4$

Анализ зависимости приведенных затрат от диаметра колонны показывает также, что последний необходимо рассчитывать на

основе такой скорости пара, при которой относительный унос жидкости определяется следующим выражением

$$\epsilon_{\text{опт}} = 0,2 \left(\frac{L}{V} \right) \sqrt{1 - E_{MV} + \frac{mV}{L} E_{MV}}$$

Данное уравнение может быть использовано для контроля определенной ранее допустимой скорости паров. Для реальных условий разделения ($mV/L \ll 1$ и $E_{MV} < 1$) величина $\epsilon_{\text{опт}}$ может изменяться в пределах от 0,05 до 0,3 кг/кг, т. е. с точки зрения оптимальной конструкции колонны в отдельных ее сечениях допустим высокий межтарельчатый унос жидкости.

Таким образом, оптимальный расчет процессов ректификации и абсорбции может быть выполнен на основе анализа функции цели в виде приведенных затрат по уравнениям (IV.4) — (IV.12) либо с учетом отмеченных выше зависимостей для определения отдельных параметров разделения и размеров аппаратов. В обоих случаях при выполнении оптимального расчета, как правило, используют упрощенные методы технологического расчета процессов, изложенные в главе II.

Пример 24. Определить оптимальное флегмовое число по исходным данным и результатам расчета процесса ректификации в примере 1 и основных размеров аппарата в примере 23.

Расчет. Оптимальное флегмовое число определяем при помощи графика, приведенного на рис. IV.4. Количество тепла, необходимое для конденсации или испарения 1 кг дистиллята, можно принять равным теплоте испарения бензола, т. е. 377 кДж/кг. При использовании водяного пара для подогрева низа колонны затраты на испарение значительно превысят затраты на конденсацию, поэтому

$$\epsilon \approx \frac{\lambda}{r} \epsilon = \frac{377}{2140} \cdot 3,4 \cdot 10^{-3} = 6 \cdot 10^{-4} \text{ руб./ч}$$

где $\epsilon = 3,4 \cdot 10^{-3}$ руб./кг — стоимость водяного пара при давлении 0,3 МПа.

При стоимости колонны 5400 руб. и времени амортизации колонны, составляющем 10 лет, получим

$$\epsilon_2 = \frac{5400}{10 \cdot 0,785 \cdot 1,22} = 477 \text{ руб./}(м^2 \cdot \text{год})$$

$$G_{\text{доп}} = 0,965 \cdot 3600 \cdot 3,18 = 11\,000 \text{ кг/}(м^2 \cdot \text{ч})$$

$$A = 330 \cdot 24 = 8000 \text{ ч}$$

По уравнению (IV.14) фактор стоимости будет равен

$$F_c = \frac{6 \cdot 10^{-4} \cdot 8000 + 0,583 \cdot 11\,000}{477} = 64,4$$

По графику, приведенному на рис. IV.4, при $R_{\text{мин}} = 1,45$, $N_{\text{мин}} = 7,4$ и $F_c = 64,4$ получим $\beta_{\text{опт}} = 1,23$.

Рассчитаем теперь оптимальное флегмовое число по уравнениям (IV.15) — (IV.17)

$$R_k = \frac{5400}{0,785 \cdot 1,22 \cdot 12,2} = 390 \text{ руб./м}^2$$

где $H = 12,2$ м — общая высота цилиндрической части колонны

$$P_Q = \frac{c}{r} = \frac{34 \cdot 10^{-3}}{2140} = 1,61 \cdot 10^{-5} \text{ руб./кДж}$$

$$\tau = 10 \cdot 330 \cdot 24 = 8 \cdot 10^4 \text{ м}$$

Примем также следующие значения ряда величин, входящих в уравнение (IV.17), и, ориентируясь на цифры, приведенные в работе [94], получим:

$$\gamma_n = 0,9; \quad a_D = a_W = 31,8 \text{ руб./м}^2; \quad k_D = 0,303 \text{ кВт/}(м^2 \cdot \text{К});$$

$$k_W = 1,50 \text{ кВт/}(м^2 \cdot \text{К}); \quad \Delta T_D = 35^\circ; \quad \Delta T_W = 53^\circ$$

Из уравнений (IV.16) и (IV.17) находим

$$A_1 = \frac{2 \cdot 1,45 \cdot 390 \cdot 0,4}{3600 \cdot 0,525 \cdot 1,08 \cdot 3,18} = 0,055 \text{ руб./кг}$$

$$A_2 = 377 \left[\frac{8 \cdot 10^4 \cdot 1,61 \cdot 10^{-5}}{0,9} + \frac{0,55 \cdot 10^{-3} \cdot 31,8}{1,56 \cdot 53} + \frac{0,55 \cdot 10^{-3} (1 + 0,4)}{0,303 \cdot 35} \right] =$$

$$= 54 \text{ руб./}(кг)$$

$$\psi = \frac{54}{0,0555} = 980$$

По уравнению (IV.15) имеем

$$\beta = 1 + \sqrt{\frac{0,5(1,35 - 1) \cdot \frac{1 + \frac{1}{1,45}}{1 + \frac{1}{7,4}}}{1 + \frac{1}{7,4}}} = 1,055$$

где

$$N_{\text{мин}} = 7,4; \quad N = 10 \text{ при } \beta = 1,5 \text{ и } \rho = 10/7,4 = 1,35$$

Таким образом, принятый в примере 1 коэффициент избытка флегмы ($\beta = 1,2$) несколько превышает оптимальное значение.

3. ВЫБОР ОПТИМАЛЬНОЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ И АБСОРБЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ И НЕПРЕРЫВНЫХ СМЕСЕЙ

Технологическая схема процесса разделения многокомпонентной и непрерывной смесей зависит от состава разделяемой смеси, требований к качеству получаемых продуктов, от степени использования тепла обратных потоков, использования тепла конденсации орошения и испарения остатка, назначения аппарата, его места в технологической цепочке всей установки и от многих других факторов, учесть которые для выдачи однозначной рекомендации по выбору технологической схемы процесса можно только на основе анализа приведенных затрат на разделение. Следует отметить, что правильный выбор технологической схемы вновь проектируемого процесса или изменение существующей схемы в целом ряде случаев позволяет получить более заметное

улучшение качества продуктов, увеличение производительности аппарата и снижение энергетических затрат по сравнению с тем эффектом, который дает применение новых конструкций внутренних устройств.

В качестве примера синтеза технологической схемы процесса разделения, охватывающего часть или же всю технологическую схему установки, на основе анализа приведенных затрат, можно отметить работы [97, 99, 100].

В связи с необходимостью выполнения большого числа расчетов при синтезе оптимальных многоколонных схем разделения рекомендуются следующие эвристические правила, применение которых при анализе приведенных затрат позволяет резко сократить необходимый объем вычислений.

1. Исходную смесь следует делить на такие фракции, для ректификации которых при заданном хладоагенте и исходных термодинамических параметрах состояния требуются минимальные затраты на сжатие этой смеси до давления конденсации дистиллята. Во многих случаях эта рекомендация совпадает с правилом деления исходной смеси пополам, т. е. на равные фракции по мольному расходу.

2. Если количество одного из компонентов смеси значительно больше, чем количество каждого из остальных, то данный компонент должен выводиться из схемы по возможности первым.

3. В первую очередь из схемы следует выводить также компонент, который оказывает наиболее агрессивное воздействие на аппаратуру.

4. Разделение компонентов, предусматривающее высокую чистоту продуктов или же разделение близкостоящих компонентов, должно быть последним в технологической цепочке.

Оптимальная многоколонная схема разделения получается не только за счет выбора оптимальных параметров разделения в каждой простой колонне и нахождения соответствующих связей между ними по сырьевым и продуктовым потокам, но и в результате рационального использования тепла уходящих потоков, а также тепла конденсации и испарения продуктов в конденсаторах-холодильниках и кипятильниках [101]. Эти вопросы здесь подробно не рассматриваются, так как изложение их выходит за рамки целей и задач настоящей книги. Однако отметим, что применение оптимальных и многоколонных схем разделения зачастую дает большую экономию энергетических затрат, чем использование рассмотренных в главе II технологических схем процессов разделения с простыми и сложными ректификационными колоннами.

Технологическое конструирование ректификационных и абсорбционных колонн

1. СПОСОБЫ ОТВОДА ТЕПЛА ИЗ КОЛОННЫ

Жидкостное орошение, необходимое для осуществления процесса разделения в ректификационных колоннах, создается в результате отвода тепла с верха аппарата. В сложных колоннах тепло может отводиться из верхних частей отдельных секций для создания в них самостоятельного орошения.

Конструирование узла колонны для отвода тепла заключается в выборе способа отвода тепла или конкретной схемы орошения колонны и конструктивном оформлении этой схемы.

В промышленности применяют способы отвода тепла при помощи парциального и полного конденсаторов, острого орошения и циркулирующего жидкого продукта (циркуляционного орошения) в системе холодильник — колонна. Поскольку каждому способу присущи свои преимущества и недостатки, применение их зависит от конкретных условий разделения: мощности установки, качества и состава сырья и получаемых продуктов.

Рассмотрим более подробно каждую схему орошения колонны в отдельности.

При отводе тепла парциальным конденсатором (рис. V-1) лишь часть паров, уходящих из колонны, конденсируется и возвращается на верхнюю тарелку в виде флегмы острого испаряющегося орошения; остальная часть паров является целевым продуктом (дистиллятом). Если парциальный конденсатор устанавливается на вершине колонны или непосредственно в корпусе колонны, то сконденсированная жидкость стекает самотеком на верхнюю тарелку. В этом случае парциальный конденсатор представляет собой кожухотрубчатый теплообменный аппарат, по трубкам которого движется охлаждающий агент, а в межтрубном пространстве — пары дистиллята. При установке парциального конденсатора на вершине колонны пары дистиллята можно отбирать также и до конденсатора, уменьшив паровую нагрузку на межтрубное пространство.

Известны случаи, когда в качестве парциального конденсатора, устанавливаемого на вершине колонны, применяли воздушный конденсатор. При этом общая стоимость сооружения узла отвода

тепла была несколько меньше стоимости установки кожухотрубчатого конденсатора с водяным охлаждением.

К преимуществам отвода тепла при помощи парциального конденсатора можно отнести следующие: значительное уменьшение поверхности конденсатора и расхода хладагента, а также потерь напора парового потока в конденсаторе и более благоприятные по сравнению с другими схемами условия регенерации тепла. Кроме

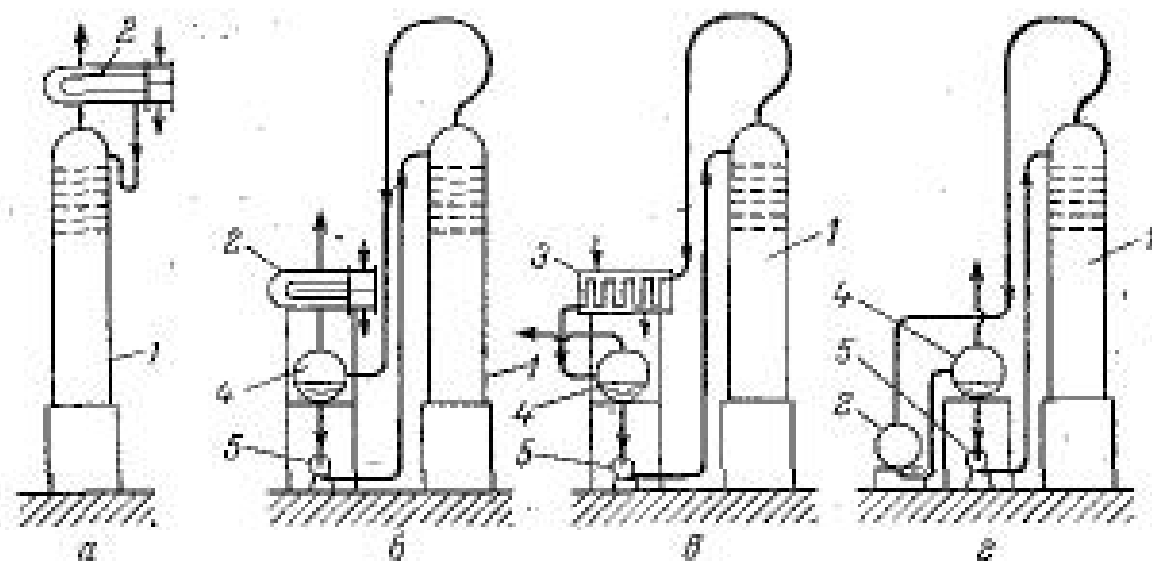


Рис. V-1. Схемы способов отвода тепла в парциальном конденсаторе при подходе орошения к колонну:

а — самосгонком; б—в — насосом; 1 — колонна; 2 — конденсатор кожухотрубчатого типа; 3 — конденсатор погружного типа; 4 — емкость орошения; 5 — насос.

того, парциальный конденсатор осуществляет дополнительное разделение, эквивалентное в большинстве случаев одной теоретической тарелке.

Недостатками схемы являются интенсивная коррозия пародистиллятного теплообменника при агрессивных средах, усложнение конструкции колонны и повышение расходов, связанных с установкой конденсатора на большой высоте и сооружением специальных площадок и стремянок для доступа к нему, а также невозможность надежного регулирования величины флегмового числа (при установке конденсатора непосредственно в корпусе колонны).

Отвод тепла при помощи парциального конденсатора, установленного на вершине колонны, был раньше одним из самых распространенных способов создания орошения. В настоящее время этот способ применяется лишь для колонн периодического действия или для непрерывно действующих колонн небольшой мощности, т. е. в основном в химической промышленности.

В новых схемах отвода тепла при помощи парциального конденсатора последний устанавливается ниже верхней тарелки колонны и подачу орошения в колонну осуществляют насосом (рис. V-1, б—г). На схеме, приведенной на рис. V-1, б, конденсатор расположен выше емкости орошения, а на схеме, приведенной

на рис. V-1, в, может быть расположен как выше, так и ниже емкости орошения. Диаметр трубопровода (см. рис. V-1, б), соединяющего емкость орошения с конденсатором, следует принимать таким, чтобы в нем не было подвисания жидкости.

При использовании горизонтальных емкостей орошения достигается более компактное расположение аппаратов по высоте.

Схему, изображенную на рис. V-1, в, можно применять в тех случаях, когда дистиллят получают в паровой фазе и когда желательно иметь небольшой перепад давления в конденсаторе. Схему, изображенную на рис. V-1, б, рекомендуют применять вместо схемы с острым орошением. Проведенными расчетами было показано, что при переходе от острого орошения к этой схеме в ряде случаев пропускная способность конденсаторов-холодильников повышалась на 34—38%.

Заслуживает внимания еще одна схема отвода тепла при помощи парциального конденсатора (см. рис. V-1, г), при которой его устанавливают непосредственно на земле, т. е. ниже емкости орошения. Отсюда сконденсированная жидкость транспортируется паром в емкость орошения, откуда насосом подается на верх колонны. При такой работе особое внимание следует уделять расчету сечения трубопровода от конденсатора до емкости орошения. Данная схема орошения рекомендуется для случаев, когда гидравлическое сопротивление не является лимитирующим фактором, т. е. главным образом для колонн, разделяющих углеводородные газы.

Способы отвода тепла при помощи парциального конденсатора с успехом применяются в тех случаях, когда в качестве охлаждающего агента используется имеющийся на установке сжиженный газ (например, в метановой и этановой колоннах), так как при этом значительно уменьшается расход хладагента.

При отводе тепла полным конденсатором-холодильником (рис. V-2, а) пары, уходящие из колонны, полностью конденсируются. Из конденсатора-холодильника жидкость самотеком поступает в емкость орошения, откуда часть ее насосом подается в колонну в качестве орошения, а оставшая часть используется как готовый продукт. Конденсатор-холодильник располагается на уровне, не превышающем 6 м, емкость орошения — на высоте примерно 4 м. Вследствие простоты конструктивного выполнения и отсутствия интенсивной коррозии оборудования эта схема получила широкое распространение в нефтепереработке, где, как правило, применяются колонны большой мощности.

На современных заводах конденсаторы-холодильники по возможности располагаются на нулевой отметке, т. е. ниже емкости орошения. Такая компоновка оборудования позволяет отказаться от дорогих и громоздких металлоконструкций.

При отводе тепла циркуляционным орошением (рис. V-2, б) часть жидкости забирается насосом с одной из верхних тарелок колонны, прокачивается через холодильник и охлажденная

возвращается на верхнюю тарелку колонны. В результате контакта с циркулирующим на верхних тарелках орошением пары конденсируются и образуют внутреннее жидкостное орошение в колонне. В этой схеме холодильники устанавливают обычно на нулевой отметке. Для обеспечения нормальной работы насоса циркуляционного орошения тарелка, с которой отбирается жидкость, должна иметь относительно большой запас жидкости в сливном

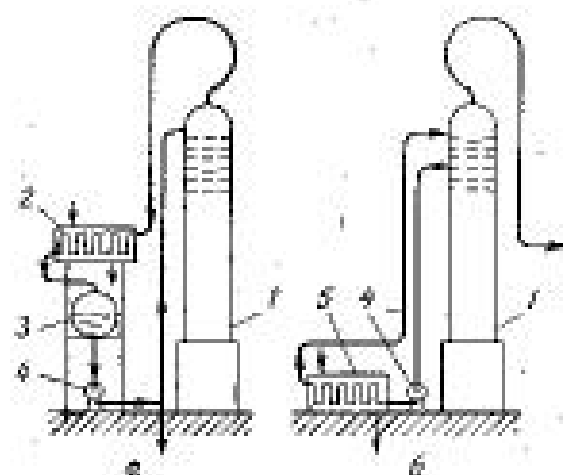


Рис. V-2. Схемы отвода тепла холодным испаряющимся (а) и циркуляционным неспаривающимся (б) орошениями:
1 — колонна; 2 — конденсатор погружного типа; 3 — емкость орошения; 4 — насос; 5 — холодильник погружного типа.

устройстве. Преимуществом схемы отвода тепла при помощи циркуляционного орошения является наиболее простое конструктивное решение размещения холодильного оборудования и незначительная его коррозия. Недостаток этой схемы заключается в необходимости дополнительных энергозатрат на перекачку большого количества циркулирующей жидкости, а также применение большого числа тарелок в колонне из-за уменьшения разделяющей способности тарелок секции циркуляционного орошения.

Отвод тепла с верха колонны при помощи циркуляционного орошения применяется при переработке высококоррозионного сернистого сырья. Этот способ отвода тепла наиболее широко используется в сложных колоннах, в частности в атмосферных и вакуумных колоннах первичной перегонки нефти; с его помощью создается жидкостное орошение в отдельных секциях. При нескольких или одном циркуляционных орошениях по высоте колонны становится возможным наиболее полно регенерировать тепло для предварительного подогрева исходного сырья, выравнять паровые и жидкостные нагрузки в разных сечениях колонны, что в свою очередь позволяет уменьшить диаметр колонны при ее проектировании.

Целесообразно предусматривать не более двух-трех циркуляционных орошений, так как последующие промежуточные циркуляционные орошения позволяют регенерировать сравнительно небольшое количество тепла, в то же время усложняют технологическую схему колонны и уменьшают флегмовые числа вышерасположенных секций колонны.

В практике нефтепереработки применяется также комбинированный способ отвода тепла с верха колонны при помощи острого и циркуляционного орошения.

В настоящее время принята следующая схема промежуточного охлаждения абсорбера. Со специальной глухой тарелки жидкость стекает самотеком в трубчатый теплообменник, охлаждается в нем и поступает на нижележащую тарелку обычного типа. Теплообменники устанавливают на металлоконструкции колонны непосредственно около глухой тарелки. Используют также насосы для прокачки абсорбента через теплообменник. В этом случае можно уменьшить расстояние между глухой и нижележащей тарелкой, а теплообменник установить на нулевой отметке. При применении подобной схемы увеличиваются затраты на перекачку абсорбента, зато уменьшаются затраты на перекачку охлаждающей воды.

2. СПОСОБЫ ПОДВОДА ТЕПЛА В НИЗ КОЛОННЫ

В низ ректификационных колонн подводится тепло с целью создания восходящего потока паров, так называемого парового орошения. В промышленности используются в основном три схемы подвода тепла, отличающиеся различным конструктивным выполнением.

Конструирование узлов подвода и отвода тепла заключается в выборе конкретной схемы обвязки низа колонны или способа подвода тепла и в конкретном конструктивном оформлении этой схемы.

Рассмотрим различные способы подвода тепла в низ колонны.

При применении подогревателя с паровым пространством (рис. V-3, а) жидкость с нижней тарелки поступает в емкость низа колонны и далее самотеком в межтрубное пространство подогревателя. Образующиеся пары возвращаются в колонну под нижнюю тарелку, а часть жидкости стекает через вертикальную перегородку подогревателя и отводится как нижний продукт колонны (остаток). При нагреве до 130—150 °С в качестве теплоносителя применяют водяной пар, при нагреве до более высоких температур — соляровый дистиллят или дизельные фракции прямой перегонки нефти. При использовании данной схемы для создания парового орошения в подогревателе с паровым пространством может быть испарена вся подводимая жидкость.

Преимуществами данного способа подвода тепла являются возможность использования стандартной аппаратуры, позволяющей обеспечить любую поверхность теплообмена путем установки необходимого числа подогревателей, и малое гидравлическое сопротивление каждого потока. Это позволяет обойтись небольшим объемом жидкости в низу колонны и располагать подогреватель примерно на той же отметке, что и колонна. Подогреватели с паровым пространством очень гибки в работе, так как допускают высокую долю отгона.

Подвод тепла с помощью подогревателя с паровым пространством широко применяется в нефте- и газопереработке: например, в ректификационных колоннах газоразделения, стабилизаторах, в колоннах вторичной перегонки и т. д.

При использовании кожухотрубчатых теплообменников (см. рис. V-3, б—д) большое значение имеет способ их подсоединения к колонне. Применение той или иной схемы подсоединения зависит

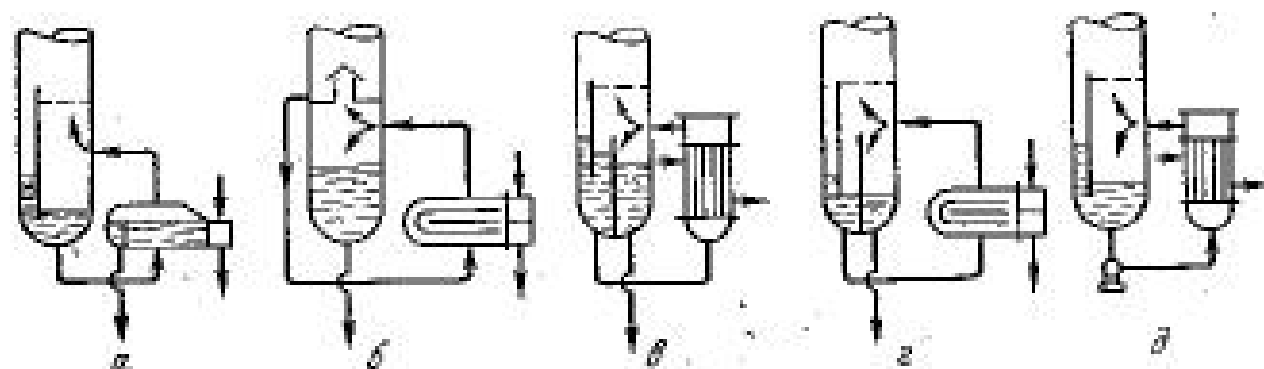


Рис. V-3. Схемы способов подвода тепла к колоннам:
а — подогреватель с паровым пространством; б—д — кожухотрубчатые теплообменники (б — с естественной циркуляцией жидкости; в, г — «термосифонные» вертикальные и горизонтальные; д — с принудительной циркуляцией жидкости).

в основном от способа циркуляции жидкости. При естественной циркуляции (см. рис. V-3, б) жидкость с нижней тарелки самотеком поступает в межтрубное пространство теплообменника, частично испаряется в нем и поступает в колонну под нижнюю тарелку. Теплоноситель (обычно водяной пар) проходит через трубки теплообменника. Циркуляция жидкости в системе обеспечивается разностью давлений между столбом горячей жидкости в трубопроводе, ведущем от колонны к теплообменнику, и столбом паро-жидкостной смеси в межтрубном пространстве теплообменника и трубопроводе, соединяющем теплообменник с колонной.

При применении данной схемы можно испарить, например, 25% циркулирующей жидкости. В случае образования отложений интенсивность циркуляции следует повысить.

Основное преимущество данной схемы — относительно низкие капиталовложения. Когда не хватает места для установки горизонтальных подогревателей, ставят вертикальные кожухотрубчатые теплообменники. Такая схема полезна, если нижний продукт колонны загрязняет поверхность теплообмена. В вертикальных теплообменниках подогреваемую жидкость пропускают через трубки, так как чистка внутренней поверхности труб теплообменника значительно проще чистки межтрубного пространства.

Некоторым недостатком вертикальных теплообменников является то, что при их применении колонна должна устанавливаться несколько выше уровня, на котором ее располагают при применении горизонтальных теплообменников, а также то, что необходимо ограничиваться только однопоточными теплообменниками.

Интересна схема подвода тепла при помощи так называемого «термосифонного» вертикального или горизонтального теплообменника (см. рис. V-3, в, г). В этом случае только часть жидкости поступает в теплообменник. Движение жидкости обуславливается разностью давлений столба жидкости и паро-жидкостной смеси. По сравнению с теплообменником, изображенным на рис. V-3, б, «термосифонные» теплообменники обеспечивают большую гибкость при регулировке за счет возможного изменения кратности циркуляции паро-жидкостной смеси и более высокого коэффициента теплопередачи.

Нормальная работа колонны без захлебывания нижних тарелок при подводе тепла с помощью кожухотрубчатых теплообменников зависит от правильного их расположения относительно колонны и от диаметра подводящих трубопроводов, поэтому потеря напора циркулирующей жидкости и паро-жидкостной смеси подвергается тщательной расчетной проверке.

Прокачка очень вязких жидкостей через горизонтальный и вертикальный теплообменники осуществляется при помощи насоса (см. рис. V-3, д).

Необходимым условием правильного конструктивного выполнения нижней части колонны является организация раздельного движения жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны, и пара, поступающего из подогревателя под эту тарелку. При однопоточных тарелках это условие обеспечивается затрублением сливной планки нижней тарелки в жидкость низа колонны (см. рис. V-3); при многопоточных тарелках необходимо применять специальные конструкции сливных устройств.

Неиспользование огневого подогревателя или горячей струи обуславливается необходимостью иметь высокую температуру, которую трудно или практически невозможно обеспечить в обычных теплообменниках и кипятильниках, или использованием на установке огневого подогревателя для подогрева сырья в последующих процессах разделения. В качестве огневого подогревателя обычно используют трубчатую печь, через которую насосом прокачивают часть жидкости из низа колонны. Однако в том случае, когда на установке нет трубчатых подогревателей, более экономично применять теплообменные аппараты, так как трубчатые печи дороже, требуют больше места для установки; кроме того, при эксплуатации печей существует опасность термического разложения продуктов вследствие возможных местных перегревов.

3. КОНТАКТНЫЕ УСТРОЙСТВА КОЛОНН

Тарелки с перегибами. Конструкции внутренних устройств массообменных аппаратов обычно разрабатываются специальными организациями каждой отрасли промышленности; при проектировании применяют нормализованные или стандар-

тизованные контактные устройства. В связи с этим вместо подробного описания конструкций контактных устройств, предусмотренных отраслевыми нормами или общесоюзными стандартами, целесообразно остановиться только на принципиальных особенностях технологического их конструирования, следует также осветить основные направления усовершенствования конструкций контактных устройств, приводящие к повышению производительности и разделительной способности колонн. Краткое описание конструкций переливных тарелок было дано в главе I.

Рассмотрим сначала некоторые особенности конструирования клапанных и ситчатых тарелок, представляющих наибольший интерес с точки зрения их промышленного использования.

Среди многочисленных конструкций клапанных тарелок в первую очередь следует отметить клапанные прямоточные тарелки, как более высокопроизводительные по газу, обладающие низким гидравлическим сопротивлением и обеспечивающие малое время пребывания жидкости на тарелке (вследствие перекрестно-прямоточного движения фаз). Тарелки с прямоугольными клапанами, работающие в режиме перекрестного тока, характеризуются компактным расположением клапанов на основании, что обеспечивает большую площадь «ухода» газа или зеркала барботажной смеси, способствует повышению производительности этих тарелок по газу. Специальные конструкции клапанных тарелок с клапанами круглой или прямоугольной формы или с отверстиями под клапаны, имеющими кромки, отогнутые в виде сопла вниз, применяются в вакуумных колоннах. При работе в условиях вакуума рабочая площадь тарелки должна составлять 85—90% общей площади, а свободное сечение не менее 12—15%; все контактные элементы тарелки должны иметь по возможности скругленную форму.

На ситчатых тарелках диаметр отверстий принимают в пределах от 3 до 25 мм. Исследования показали, что уменьшение диаметра отверстий в этих пределах не влияет на эффективность массопередачи. Кроме того, была подтверждена также высокая эффективность и стабильность работы ситчатых тарелок с отверстиями малого диаметра в достаточно широком диапазоне изменения нагрузок при работе на загрязненных средах (ректификация продуктов реакции каталитического крекинга).

Для ситчатых тарелок важным является не только размер отверстий, но и условия их образования. Так, конструкции ситчатых тарелок с выступающими вверх краями отверстий имеют более высокую производительность, широкий диапазон устойчивой и эффективной работы, низкое гидравлическое сопротивление. Заметное улучшение основных характеристик ситчатых тарелок достигается, возможно, за счет направленного ввода струи газа в жидкость, стабилизирующего движение газо-жидкостной смеси, т. е. устраняющего поперечно направленные пульсации дисперсного слоя на тарелке.

Отметим теперь следующие принципиальные вопросы технологического конструирования типовых конструкций переливных тарелок: выбор высоты статического уровня жидкости и порядок установки тарелок в колонне.

При нормализованных конструкциях клапанных тарелок высота сливной планки может изменяться от 40 мм и выше, что обеспечивает высоту статического уровня жидкости на тарелке для различных колонн в пределах от 60 до 100 мм. Очевидно, меньшие цифры следует принимать для вакуумных колонн и большие — для всех остальных. Для обеспечения равномерной работы ситчатых тарелок общую высоту неспящего слоя жидкости следует принимать в пределах 50—70 мм.

Весьма важными являются следующие вопросы, связанные с установкой тарелок в колонне: уплотнение секций тарелок на опорном каркасе и горизонтальность установки тарелок.

При установке в колонне тарелок всех конструкций уплотнение мест соединений осуществляется при помощи прокладок либо асбестового шнура с последующей заливкой соединений жидким стеклом. Особо тщательно надо уплотнять секции тарелок, устанавливаемые в вакуумных колоннах, так как объемные расходы жидкости в них невелики, а также вследствие того, что в колоннах большого диаметра число соединений велико.

Действующими отраслевыми нормами допускается отклонение плоскости тарелок от горизонтали (при их изготовлении) не более 3 мм на 1 м длины. Некоторые авторы указывают, что общее максимальное отклонение плоскости тарелки от горизонтали не должно превышать 6 мм. Допускаемый максимальный прогиб балок опорного каркаса в колоннах малого и среднего диаметров не должен превышать 3 мм, а в колоннах большого диаметра — 6 мм.

Работы различных исследователей показали, что в ряде случаев можно допустить значительно большую негоризонтальность тарелок без заметного уменьшения ее разделяющей способности. Специально поставленные опыты показали, что при больших расходах жидкости, т. е. главным образом в колоннах, работающих под давлением, в абсорберах и десорберах, можно допустить отклонение от горизонтальной плоскости, не превышающее 10—12 мм.

Отметим особенности технологического конструирования переливных устройств. На рис. V-4 приведены различные конструкции переливных устройств. В большинстве случаев применяют сегментные переливы с прямыми переливными планками. При больших расходах жидкости для лучшей ее дегазации следует применять сегментные переливы с наклонными планками, площадь которых сверху должна быть в 2 раза больше, чем внизу. В колоннах большого диаметра целесообразно применять арочные переливы, так как они способствуют более эффективному использованию рабочей площади тарелки. Переливные устройства из труб следует

применять как можно реже, лишь при очень малых нагрузках по жидкости и когда вся тарелка имеет съемную конструкцию. Тарелка со сливами в виде труб должна иметь сливную планку, расположенную по хорде; верхняя кромка сливной планки должна быть расположена в одной плоскости с основанием тарелки.

Большое влияние на работу перелива оказывают также конструкции узлов ввода и вывода жидкости. Узел ввода жидкости

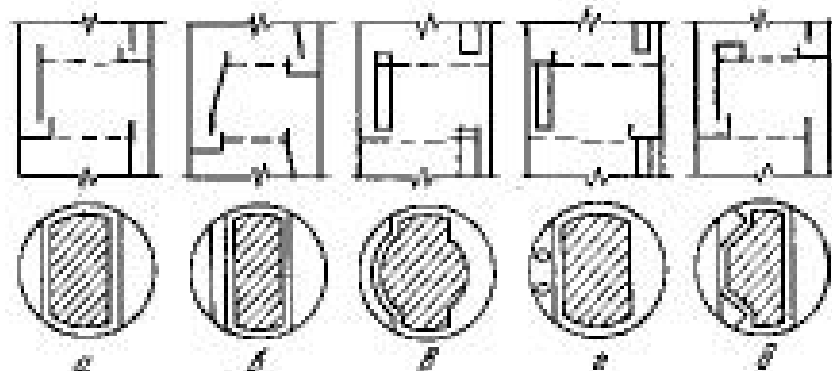


Рис. V-4. Конструкции переливных устройств:

а — сегментные с прямыми переливными перегородками; б — сегментные с наклонными сливными перегородками и заглубленным дном сливного кармана; в — арочные; г — из труб; д — сегментные с фигурной переливной планкой.

на тарелку должен, во-первых, создавать умеренное сопротивление перетоку жидкости и, во-вторых, обеспечивать спокойный, равномерный и безударный ввод жидкости. Если необходимо уменьшить сопротивление перетоку жидкости, то по возможности стараются не применять затворную перегородку, кромки сливных и переливных перегородок делают закругленными, а на прямоточных тарелках не предусматривают начального гидравлического затвора в узле ввода жидкости.

Для обеспечения равномерного и безударного ввода жидкости на тарелку можно применять заглубленный сливной карман или располагать первый ряд барботажных устройств на таком расстоянии, чтобы поступающая жидкость не ударялась о них.

Узел вывода жидкости с тарелки должен, во-первых, обеспечивать равномерный, по возможности безударный, слив жидкости и, во-вторых, способствовать дегазации жидкости в переливе. Безударный слив особенно необходим при больших расходах жидкости. В некоторых случаях добиться этого можно при помощи сегментных переливов с наклонными сливными перегородками. Для обеспечения равномерного слива жидкости верхняя кромка сливной планки не должна сильно отклоняться от горизонтали; при малых расходах жидкости сливную планку следует делать зубчатой. При больших или умеренных расходах жидкости применяют фигурную сливную планку (рис. V-4, д), благодаря которой увеличивается длина слива и достигается более равномерное распределение жидкости по сечению тарелки. На прямоточных тарелках равномерный слив жидкости обеспечивается уста-

новкой над переливом специальных отражателей или более эффективных отбойных устройств.

Для отделения пара от жидкости, поступающей в перелив, и предотвращения выброса жидкости в перелив предлагается над сливной планкой устанавливать вертикальный сетчатый сепаратор, состоящий из небольшого числа рядов сеток и имеющий вид продолжения сливной планки.

На тарелках с перекрестным током газа и жидкости, диаметр которых меньше 0,8 м, особенно при средних и малых расходах жидкости, и в колоннах любого диаметра при очень малых расходах жидкости желательно предусматривать защищенный перелив, т. е. на некотором расстоянии от сливной планки устанавливать перегородку, предотвращающую выбросы паров вспененной жидкости. При большом диаметре тарелок или при больших расходах жидкости защищенный перелив заметно уменьшает производительность аппарата.

При конструировании сегментного переливного устройства не следует предусматривать опорного кольца над переливом. Подобная конструкция часто встречается в опытных колоннах или при замене тарелок в колоннах, в которых опорное кольцо под тарелку размещено по всей окружности корпуса колонны.

При конструировании переливного устройства величину начального гидравлического затвора рекомендуется принимать в соответствии с данными, приведенными ниже:

Длина пути жидкости по тарелке, м	Высота затвора, мм
1,5	12
1,5—3,0	25
3,0	40

сек
14
16
73

Максимальное отклонение сливной планки от горизонтали не должно превышать 3 мм на 1 м длины. В основании сливного устройства предусматриваются дренажные отверстия диаметром 10—16 мм, площадь которых должна составлять не более 0,01% площади сливного кармана.

Рассмотрим основные направления усовершенствования конструкций переливных тарелок, направленные на увеличение производительности колонн по газу или жидкости и повышение эффективности массопередачи.

К числу наиболее эффективных конструктивных решений, приводящих к значительному увеличению производительности колонн по газу, можно отнести использование пространства между тарелками для установки различных конструкций сепарационных устройств, изготовленных главным образом из сеток или просечно-вытяжного листа: объемной насадки, заполняющей все сечение между тарелками, наклонных отбойных элементов, горизонтальных отбойных элементов, установленных под выходящей тарелкой или на уровне переливной планки, вертикальных

отбойных устройств и наклонно расположенных отбойных устройств.

Для высокопроизводительных конструкций контактных устройств, в том числе и с установленными между тарелками специальными отбойными элементами, характерно большое свободное сечение для прохода газа. При свободном сечении порядка (25—30)% конструкция контактных устройств уже не оказывает заметного влияния на производительность колонны, т. е. колонны с разными конструкциями тарелок при большом свободном сечении имеют примерно одинаковую производительность. Промышленные испытания этих тарелок показали, что эффективность их остается практически такой же, как и у тарелок с малым свободным сечением, но диапазон устойчивой и эффективной работы значительно уменьшается. Для сохранения высокого диапазона устойчивой работы высокопроизводительных тарелок часть их свободного сечения закрывают клапанами. К подобным конструкциям относятся сетчато-клапанные тарелки, тарелки из S-образных элементов с клапанами и т. д.

Для увеличения производительности контактных устройств по жидкости применяют специальные многоточечные конструкции тарелок с большой площадью переливов и тарелки с двумя зонами контакта фаз. Целый ряд специальных конструктивных решений для переливных устройств (наклонные переливные планки, инжектирующие элементы для вытесняющей из перелива жидкости, устройства для дегазации жидкости непосредственно в переливе и т. д.) также способствуют повышению производительности колонн по жидкости.

Увеличение эффективности массопередачи на контактных устройствах с переливами в первую очередь достигается за счет улучшения гидродинамической обстановки: устранения продольного перемешивания потоков и различных видов продольной и поперечной неравномерностей в их работе (застойных зон, байпасных и циркуляционных потоков, неравномерного распределения газа по сечению колонны и жидкости по длине слива), устранения провала жидкости на нижележащую и уноса жидкости на вышележащую тарелки. В связи с этим используют поперечное или продольное секционирование потока жидкости специальными перегородками высотой не более переливной планки с расстоянием 150—200 мм друг от друга и с зазором по отношению к полотну тарелки 10—15 мм. Для предотвращения провала жидкости перед контактными элементами на выходе из перелива рекомендуется устанавливать отражательную перегородку высотой 10—15 мм, которая должна гасить энергию поступающей на тарелку жидкости и способствовать более равномерному ее распределению по длине слива. Провал жидкости уменьшается также при групповом креплении клапанов.

К увеличению эффективности приводит также целый ряд специальных конструктивных решений по усовершенствованию кон-

тактных элементов (полотна тарелки): использование отверстий большого диаметра с установленными над ними горизонтальными отражательными пластинами; применение локальных закручивателей потока газа и жидкости в виде вихревых элементов; использование вращающихся колпачков или клапанов, клапанов с волнистыми или зубчатыми краями; создание просечки на полотне тарелки, направленной против движения жидкости, и т. д. В заключение отметим, что усовершенствование конструкций контактных элементов переливных тарелок в большинстве случаев увеличивает не только эффективность массопередачи, но и производительность колонн по газу и жидкости.

Беспереливные тарелки. Беспереливные (провальные) тарелки, как уже было отмечено ранее, представляют собой перфорированный щелями или отверстиями горизонтальный лист, перекрывающий все сечение колонны.

При выборе ширины щелей на решетчатых тарелках следует руководствоваться такими соображениями. С увеличением ширины щелей от 4 до 12 мм производительность колонны несколько уменьшается, а эффективность массопередачи остается практически постоянной. В связи с этим ширину щелей принимают обычно равной 4—6 мм. Аналогичным образом диаметр отверстий на сетчатых провальных тарелках принимают равным 6—8 мм.

Свободное сечение решетчатых и сетчатых тарелок провального типа принимают равным 18—20%, при больших сечениях увеличивается производительность колонн, но в то же время несколько уменьшается эффективность массопередачи и заметно уменьшается диапазон устойчивой и эффективной работы колонн.

Для увеличения производительности и эффективности тарелок провального типа необходимо в первую очередь обеспечить равномерное распределение потоков по сечению колонны. Для этого предлагается предусматривать гофрированную поверхность тарелок наподобие сетчатых волнистых тарелок или тарелок из просечного листа с кромками отверстий или щелей, отогнутыми в одну или в разные стороны. Экспериментальное определение основных характеристик указанных конструкций показало, что производительность их примерно в 2 раза выше производительности обычных решетчатых тарелок при несколько лучшей или одинаковой эффективности разделения; такие тарелки создают небольшое гидравлическое сопротивление и на них удерживается невысокий слой вспененной жидкости.

Для равномерного распределения потоков по сечению решетчатых тарелок и, следовательно, для увеличения их эффективности можно делать щели разной ширины и располагать их неравномерно по сечению колонны. На тарелках со щелями разной ширины при малых нагрузках по газу будут работать главным образом узкие щели; по мере увеличения нагрузки в работу будут включаться остальные щели.

Значительное улучшение эксплуатационных характеристик решетчатых и ситчатых тарелок провального типа достигается путем установки на большинстве (70—80%) щелей или отверстий клапанов прямоугольной или круглой формы. Изучение разделительной способности колонн с провальными тарелками обычной конструкции, имеющими клапаны, показало, что производительность, эффективность и диапазон их устойчивой работы увеличиваются

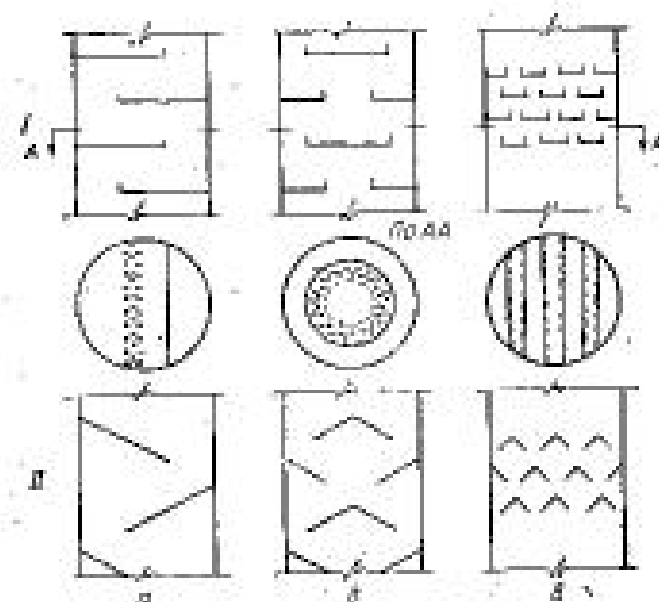


Рис. V-5. Конструкции каскадных промышленных тарелок:
а — сегментные; б — тарелка «диск — кольцо»; в — пластинчатая; г — с горизонтальным расположением элементов; д — с наклонным расположением элементов.

на 20 до 50% при небольшом увеличении гидравлического сопротивления.

Высокие эксплуатационные показатели достигаются также на многослойных ситчатых тарелках провального типа. Многослойные ситчатые тарелки представляют собой пакет из 3—5 обычных тарелок, установленных друг относительно друга на расстоянии 30—50 мм, с отверстиями, расположенными соосно на соседних тарелках, диаметры которых увеличиваются по ходу движения газового потока. Такое конструктивное выполнение пакета обеспечивает равномерное расширение газового потока в отверстиях, аналогичное движению газа в диффузорах, благодаря чему и увеличивается производительность, эффективность массопереноса, расширяется диапазон устойчивой работы и уменьшается гидравлическое сопротивление тарелок.

Кроме решетчатых и ситчатых тарелок известны также щелевые беспереливные тарелки, образованные из труб или прутков. В целом ряде случаев эти тарелки имеют лучшие показатели, нежели решетчатые. Кроме того, трубчатые щелевые тарелки весьма эффективно используются как теплообменные устройства, например, в абсорберах.

Каскадные промывные тарелки. Каскадные промывные тарелки различаются, во-первых, по расположению элементов (горизонтальное или наклонное) и, во-вторых, по форме выполнения самих элементов. На рис. V-5 показаны различные каскадные

промывные тарелки, применяемые в настоящее время в промышленности.

Тарелки сегментные и типа «диск — кольцо» с горизонтальным расположением элементов (рис. V-5, а, б) имеют отверстия для прохода жидкости диаметром $d_{отв} = 8—10$ мм. Размещаются отверстия в вершинах равностороннего треугольника с шагом $l = 2d_{отв}$; при малом числе отверстий их располагают как можно дальше от края сегмента. Для поддержания определенного уровня жидкости тарелка имеет борт высотой 50—75 мм. Свободное сечение выреза составляет не менее 30% площади сечения колонны. Расстояние между полками промышленных колонн должно быть не менее 400 мм.

При работе на загрязненных жидкостях, например, при отмывке катализатора, желательно устанавливать тарелки с наклоном 1:10 в сторону слива жидкости.

Более сложные по конструкции пластинчатые тарелки (рис. V-5, в) применяют в случаях, когда между другими тарелками требуется обеспечивать большие расстояния, чем между пластинчатыми. Элементы пластинчатых тарелок не имеют отверстий; жидкость сливается с них только через зубчатые сливные планки. Для равномерной работы подобных тарелок в верхней части колонны необходимо иметь надежный распределитель жидкости. Свободное сечение для прохода пара через пластинчатые тарелки принимается таким же, как и для других тарелок. Каскадные промывные тарелки с горизонтальным расположением элементов применяются главным образом на чистых жидкостях. В колоннах установок каталитического крекинга, где вместе с паром увлекается катализатор, применяются тарелки с наклонно расположенными элементами, которые значительно меньше засоряются и обеспечивают лучшую отмывку пара от катализаторной пыли.

Для уменьшения общей высоты колонн большого диаметра, вместо сегментных тарелок или тарелок типа «диск — кольцо» применяют пластинчатые тарелки.

Максимальный угол наклона элементов составляет 30°. Остальные размеры принимают такими же, как и для тарелок с горизонтально расположенными элементами.

Насадки. Краткое описание конструкций, применяемых в настоящее время в промышленности насадок, дано в главе I. Поэтому здесь рассмотрим только особенности конструирования новых типов насадок.

Регулярные насадки представляют собой пакеты гофрированных плоских листов или сеток либо рулоны из двух гофрированных листов, свернутых по спирали. Пакеты или рулоны имеют высоту до 150 мм, гофры листов или сеток высотой до 10 мм наклонены под углом к горизонтали от 20 до 70°. Соседние листы имеют противоположное направление гофров, благодаря чему и обеспечивается объемная (ячеистая) структура насадки. Сетки имеют размер ячеек $0,5 \times 0,25$ мм, диаметр проволоки 0,25 мм.

Колонны с регулярной насадкой имеют такую же производительность, как и колонны с плоскопараллельной насадкой, такое же низкое гидравлическое сопротивление, однако они обеспечивают значительно лучшее разделение вследствие значительной интенсификации массопередачи. Особенно высокие эксплуатационные показатели, практически не зависящие от диаметра колонн, имеют регулярные насадки из сеток. Например, при вакуумной ректификации термически нестойких веществ в колонне с регулярной насадкой из сеток типа Зульдер достигнуты величины ВЭТТ не выше 0,2 м и потери напора на одну теоретическую тарелку порядка 50 Па.

Для обеспечения высокой эффективности применения регулярной насадки необходимо особое тщательное распределение по сечению колонны поступающих потоков жидкости и газа.

Высокие эксплуатационные показатели в условиях вакуумной ректификации имеют также объемные насадки из горизонтальных гофрированных листов, изготовленных из отходов штамповки клапанов (типа Глитч-грид) или из просечно-вытяжного листа (типа Перформ-грид). В слое насадки небольшой высоты соседние листы укладываются гофрами перпендикулярно друг другу, аналогично регулярной гофрированной насадке. Однако в отличие от последней высота гофров здесь доходит до 100 мм. Применение насадок типа Глитч-грид в вакуумных колоннах для перегонки мазута диаметром до 9 м позволило увеличить их производительность почти в два раза по сравнению с тарельчатыми аппаратами при высокой эффективности массопередачи ($h_{\text{теор}} = 0,6$ м) и низком гидравлическом сопротивлении $\Delta P = 46$ Па (0,35 мм рт. ст.) на одну теоретическую тарелку.

В заключение отметим некоторые вопросы проектирования насадочных колонн с известными конструкциями насадок.

При проектировании насадочных колонн следует ограничивать высоту слоя насадок и принимать следующие максимальные значения соотношения высоты слоя насадки и диаметра колонны:

Кольца Рашига	2,5—3
Седла Берля и Инталонс	5—8
Кольца Палля	5—10

При больших нагрузках по газу и жидкости, когда перепад давления в колонне больше 400—700 Па на 1 м высоты слоя насадки, сверху слоя укладывают решетку для предотвращения возможности перемещения ее элементов. Вес решетки должен находиться в пределах 50—150 кг/м² в зависимости от перепада давления в колонне; большие цифры соответствуют большим перепадам давления в колонне. Свободное сечение этой решетки не должно быть меньше свободного сечения слоя насадки.

Для увеличения производительности и эффективности насадочной колонны ее внутренние стенки рекомендуется покрывать волнистым слоем какого-либо материала.

При плохой изоляции насадочной колонны на ее внутренних стенках конденсируется пар. Образующийся конденсат практически не участвует в массообмене, заметно уменьшая общую разделительную способность колонны. В связи с этим качество изоляции насадочных колонн должно быть особенно хорошим.

4. ОТДЕЛЬНЫЕ УЗЛЫ КОЛОНН

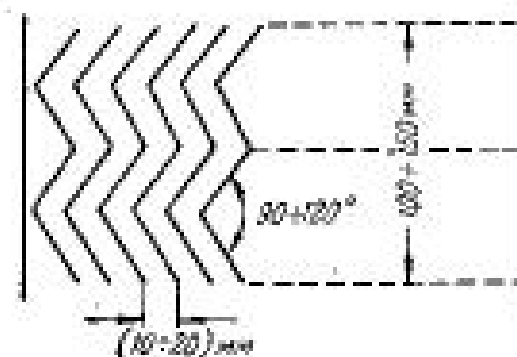
Отбойные устройства. Рассмотрим особенности конструктивного выполнения отбойных устройств ударного типа, методы расчета которых были описаны в главе III.

Отбойные устройства с горизонтальным расположением элементов из различной насадки, например, из колец Рашига, из уголков и сетки, выделяют из потока газа капли жидкости размером свыше 5 мк; при этом эффективность сепарации в целом ряде случаев достигает 99%.

Для нормальной работы отбойного устройства из насадки необходимо, чтобы свободное сечение опорной решетки было по возможности максимальным и близким к сечению насадки отбойника. В отбойниках можно успешно использовать и другие известные типы насадок, имеющие более развитую удельную поверхность, чем кольца Рашига, например кольца Палля, седла Берля и др. Кроме того, в аппаратах с невысокими температурами для уменьшения масс сепараторов и их удешевления можно также применять насадки из полимерных материалов.

Угловой или жалюзийный сепаратор (отбойное устройство из уголков) (рис. V-6) состоит из нескольких рядов горизонтально

Рис. V-6. Схема отбойного устройства из уголков.



расположенных уголков, перекрывающих все сечение колонны, или из гофрированных вертикально расположенных листов. Расстояния между уголками или листами принимается из расчета препятствия свободному прохождению потока газа в вертикальном направлении и, следовательно, зависит от принимаемого размера уголков. Чем больше размер уголков, тем меньше их будет в отбойнике. Размер уголков следует принимать таким, чтобы

расстояние между ними составляло 10—15 мм. Отбойник с тремя поворотами или с двумя рядами уголков обеспечивает эффективность сепарации 98%, а отбойник с семью поворотами — эффективность сепарации порядка 99—99,9%. Основными недостатками подобных конструкций сепараторов является их сравнительно большая металлоемкость и высокая стоимость, особенно для колонн большого диаметра.

Сетчатый сепаратор представляет собой вязаную гофрированную сетку из проволоки диаметром 0,2—0,3 мм, изготовленной из легированной стали, размер ячеек 4—5 мм, высота гофров 8—10 мм. Смежные листы сеток укладываются гофрами перпендикулярно друг другу. Гофры должны быть достаточно жесткими и сохраняться в условиях эксплуатации. Рекомендуется применять вязаную сетку, поскольку она наиболее устойчиво сохраняет форму и размеры ячеек. С целью облегчения монтажа сепаратор собирают из отдельных пакетов сеток. В пакете по его высоте укладывают 10—15 листов сеток, общая высота отбойника составляет 100—150 мм. Размеры пакетов принимают с учетом возможностей их транспортировки через люки колонны. Пакеты укладывают на легкий каркас из полосовой и круглой стали. Сверху на сепаратор помещают также опорный каркас. Положение всего сепаратора в колонне фиксируется двумя уголками, пакеты сеток прикрепляются к нижнему опорному каркасу проволокой. Свободное сечение сетчатого отбойника $0,97—0,98 \text{ м}^2/\text{м}^2$, поверхность проволоки в объеме отбойника примерно $200 \text{ м}^2/\text{м}^2$, масса 1 м² сепаратора с опорным каркасом примерно 20 кг. В настоящее время сетчатые отбойники изготавливаются для колонн различного диаметра, вплоть до 12 м.

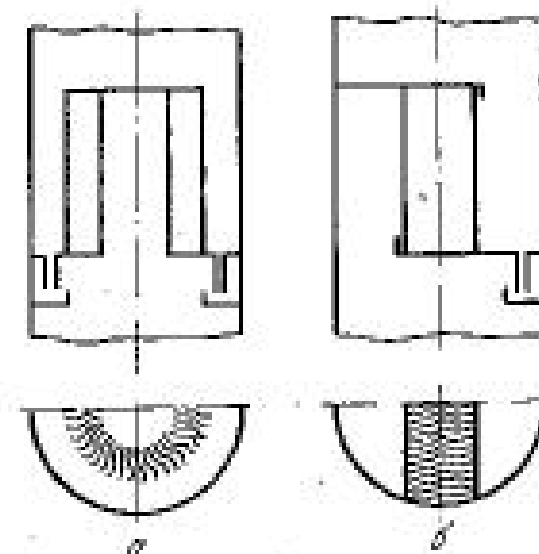
Зарубежный и отечественный опыт эксплуатации вакуумных колонн с сетчатыми отбойниками свидетельствует о том, что колонны нормально работают без ремонта в течение 1—1,5 г. В некоторых случаях для нормальной работы вакуумных колонн с сетчатым сепаратором требовалась его чистка не менее 2 раз в год. С целью удлинения межремонтных пробегов сепараторы устанавливают на две тарелки выше места ввода сырья; периодически их промывают через ороситель соляровым дистиллятом, который подают в количестве до 15—30% (об.) на перегоняемый макут.

Для обеспечения высокой степени сепарации жидкости, достигающей до 99%, рекомендуется устанавливать двухступенчатый сепаратор, в котором расстояния между отбойниками первой и второй ступени, равны $\frac{2}{3}$ диаметра аппарата. Верхний сепаратор изготавливается из сетки с более мелкими ячейками, чем нижний.

При наклонном расположении описанных конструкций отбойных устройств увеличивается эффективность сепарации, поскольку при этом допускается большая скорость газа. Наклонно расположенные отбойники из колец Рашига применяются в выносных

сепараторах, сетчатые отбойники — в шаровых скрубберах. Угол наклона отбойников обычно составляет 30—45°. Основным недостатком наклонно расположенных отбойников является потребность в большем месте для их установки, особенно в аппаратах большого диаметра. Поэтому их применяют в основном в выносных сепараторах.

Рис. V-7. Схемы отбойных устройств из вертикально расположенных элементов с расположением листов сетки по окружности (а) или перпендикулярно потоку газа (б).



В сепараторах из уголков, расположенных вертикально рекомендуют применять жалюзи (рис. V-7). Для равномерного распределения газа по элементам сепаратора этого типа, на расстоянии 50—100 мм после сепаратора рекомендуют устанавливать дырчатый лист, создающий дополнительное сопротивление потоку газа. При значительном удалении выходного штуцера от отбойного устройства свободное сечение листа должно составлять 15—25%; отверстия в этом случае располагаются равномерно. При небольшом расстоянии до выходного штуцера следует применять неравномерное расположение отверстий по площади листа. Длина пути стекания жидкости по элементам не должна быть более 0,5—1,0 м, во избежание возникновения вторичного уноса жидкости; в противном случае отбойник следует выполнять из секций, высота каждой из которых не должна превышать 1 м. Отдельные секции должны иметь свои поддоны, обеспечивающие дренаж отсепарированной жидкости.

Довольно часто в действующих абсорберах для сепарации уносимой жидкости используют несколько верхних тарелок, понижая место ввода абсорбента в колонну. Не отрицая возможности улучшения сепарации жидкости в этом случае, необходимо отметить, что колпачковые тарелки могут работать как сепараторы лишь при обеспечении отвода отсепарированной жидкости, т. е. при удалении с тарелок сливных планок. При проектировании новых абсорберов следует иметь в виду, что эффективность сепарации при помощи тарелок обычной конструкции значительно ниже, чем эффективность сепарации при помощи специальных отбойных устройств.

В последние годы для высокоэффективной сепарации мелких частиц жидкости из потока газа диаметром менее 3 мк успешно применяют различные конструкции центробежных сепараторов, а также различные пористые материалы: керамику, пластики и металлы, стеклянную вату и стекловолокно из тонких нитей, обработанных кремнийорганическими соединениями. Сепараторы из пористых материалов конструктивно выполняются либо как обычные сетчатые сепараторы, либо как трубы, в которых одна сторона затлущена. Допустимые скорости газа в подобных сепараторах значительно меньше, чем скорости в сепараторах, описанных выше, а перепад давления значительно больше и доходит до 25 кПа; зато эффективность сепарации очень высока.

Узел ввода сырья в колонну. При подаче сырья в колонну только в паровой фазе конструктивное выполнение узла ввода не вызывает особых затруднений.

Жидкостное питание необходимо подавать через специальный штуцер с отражательной фигурной перегородкой либо через трубу с боковым вырезом и прямой отражательной перегородкой, обеспечивающими гашение энергии струи и спокойный слив жидкости на тарелку или в сливное устройство. Подача сырья непосредственно в сливное устройство недопустима из-за возможного захлебывания колонны.

Конструкция ввода паро-жидкостного питания в колонну должна обеспечить эффективную сепарацию фаз, равномерное распределение паров по сечению колонны и отвод отсепарированной жидкости в сливное устройство нижерасположенной тарелки. С этой целью ввод сырья осуществляется через тангенциальный штуцер. Далее паро-жидкостная смесь по спирали направляется к центру колонны при помощи вертикально установленного отбойного листа.

В насадочных колоннах конструкция узла ввода сырья должна не только разделить паровую и жидкую фазы, но и равномерно распределить их по сечению колонны.

В эвапорационном пространстве колонны переточные устройства не должны мешать установке распределителей пара и сепараторов жидкости. При наличии бокового отбора жидкости с нижней концентрационной тарелки переток жидкости из концентрационной части в отгонную лучше осуществлять при помощи насоса.

Узлы отбора и подвода жидкости. Конструкция узла отбора жидкости должна предусматривать достаточную емкость для того, чтобы обеспечить нормальную работу насоса, и не должна допускать пропуск паров при малых расходах жидкости. Опыт эксплуатации колонн показал, что нормальный отбор бокового погона осуществляется через штуцер внизу незаглубленного сливного устройства. С многопоточных тарелок жидкость отбирается из центральных сливов. В то же время отбор циркуляционных орошений следует производить из заглубленных по сравнению с уровнем тарелки сливных устройств. При больших расходах

циркуляционных орошений над местом отбора полезно устанавливать перегородку, которая обеспечит гашение энергии струи падающей жидкости и будет способствовать поступлению на прием насоса дегазированной жидкости. В этом случае переливные планки сливного устройства целесообразно делать наклонными.

Жидкость, отбираемая в виде бокового погона, обычно поступает в отпарные колонны самотеком через гидрозатвор, образованный трубопроводом. Как правило боковой отбор жидкости должен составлять не более 60% общего количества жидкости в колонне, с тем чтобы колебания отборов не вызывали резкого нарушения работы колонок. Если необходимо отбирать значительно большее количество жидкости, то лучше откачивать весь продукт насосом и возвращать в колонну часть жидкости. Такой способ отбора позволяет более точно контролировать малые расходы горячего орошения в колонну.

Для того, чтобы обеспечить отбор всей или части жидкости в колонне с боковыми погонами, можно отбирать жидкость со специальной тарелки, где предусмотрено регулирование уровня, что возможно при отсутствии на этой тарелке барботаж.

Узел ввода жидкости на тарелки должен быть таким же как и узел отбора жидкости.

В колоннах, где возможна конденсация водяного пара на верхних тарелках, весьма важно выводить воду, так как ее накопление в сливном устройстве может привести к захлебыванию колонны. Отвод воды наиболее просто можно осуществить из заглубленного сливного устройства одной из верхних тарелок. При наличии вспененной жидкости в переливе лучше удалить воду со специальной тарелки, на которой предусмотрена зона отстоя.

Распределительные устройства для жидкости и пара. Ввод паров в колонну (паровое питание, пары из отпарных секций, из подогревателя низа колонны и т. д.) должен осуществляться через специальные распределители в виде труб или трубчатых коллекторов. При использовании лишь одной трубы штуцер ввода паров не должен располагаться близко к вышележащей тарелке, с тем чтобы пар успел равномерно распределиться по сечению колонны.

При подаче парового потока на многопоточную тарелку рекомендуется с целью равномерного распределения пара по отдельным потокам в центральных сливах предусматривать специальные каналы для выравнивания давления по сечению колонны.

Узел ввода паров из подогревателя под нижнюю тарелку отгонной секции колонны должен обеспечить раздельное движение стекающей жидкости и поступающего пара.

В колоннах с тарелками провального типа и с насадкой распределительные устройства являются весьма важными узлами, особенно для жидкости.

Наиболее часто применяют следующие конструкции распределительных устройств, обеспечивающие хорошее распределение

жидкости по сечению аппаратов различного размера: распределительные тарелки, желоба, коллекторы и центробежные устройства.

Распределительные тарелки имеют патрубки для прохода паров и ниппели для стока жидкости. Для того чтобы пар проходил только через патрубки, их делают выше, чем ниппели, и сверху защищают от стекающей жидкости козырьками. При небольших расходах жидкости ниппели имеют боковой срез или прорезы. Такая конструкция менее чувствительна к отклонению тарелки от горизонтального положения. Распределительные тарелки применяются для орошения насадочных колонн, главным образом с кольцами Рашига, при небольшом изменении жидкостных нагрузок. Применяют их так же, как и перераспределительные тарелки, в колоннах с тарелками провального типа и с насадкой.

Распределители из желобов довольно просты по конструкции, но требуют особо тщательной установки в колоннах большого диаметра.

Часто в качестве распределителей пара и жидкости применяют перфорированные трубы. Основным их недостатком является то, что они склонны к засорению, и поэтому применяются только на чистых продуктах. Кроме того, трубчатые распределители работают равномерно лишь тогда, когда для заданного расхода и напора пара или жидкости правильно выбрана площадь перфорации. В частности, для распределителей пара, находящихся в жидкости, рекомендуется принимать площадь отверстий, равную 25% площади поперечного сечения трубы, а отверстия для выхода пара располагать вдоль нижней образующей трубы. Для жидкости распределители из труб применяют в случае, когда необходимо иметь около распределителей большое свободное сечение для прохода пара (до 50%).

Отражательные распределители могут с успехом применяться как для парового, так и для жидкостного потоков. Они отличаются простотой конструкции и высокой производительностью, мало засоряются и обеспечивают равномерное распределение потоков даже в аппаратах сравнительно большого диаметра. Ширина кольцевых каналов в распределителе должна быть равна 8—10 мм.

Хорошее распределение жидкости достигается также при помощи статических центробежных и вращающихся реактивных распределителей.

При конструировании распределителей число орошающих точек принимается в соответствии с расчетом или в зависимости от размера аппарата.

Когда штуцер вывода пара из колонны расположен выше распределителя жидкости, около него необходимо иметь достаточную площадь для прохода паров: при насадке из колец Рашига — 30%, из седел Берля и седел Инталлокс — 50% и из колец Палля — 65% сечения колонны.

Опорные конструкции под насадку. Наиболее часто опорную конструкцию делают в виде решетки из полос, поставленных на ребро. Расстояние между полосами должно быть не более 0,7 диаметра насадки. Для облегчения монтажа вся решетка изготавливается из отдельных секций, транспортируемых через люки колонны.

В качестве опорной конструкции под насадку не следует применять плиты с отверстиями или ситчатые тарелки, поскольку они уменьшают производительность колонны.

Для высокопроизводительной насадки следует применять опорные конструкции, выполненные в виде решетчатых волнистых тарелок провального типа. Для колонн небольшого диаметра хорошей опорной конструкцией является решетка из просечно-вытяжного гофрированного листа, сетки или полос либо прутьев. Площадь свободного сечения опорной конструкции под насадку для отбойного устройства должна быть равна свободному сечению насадки; для насадочных колонн она должна составлять не менее 75% свободного сечения насадки.

1. Попов Д. М., Мартыненко Р. Л. Авт. свид. СССР 239919, 15/IX 1965 г., Бюлл. изобр., 1969, № 12, с. 10.
2. Fugler I. A. Chem. Eng. Sci., 1973, v. 18, № 1, p. 296—299.
3. Gunter A. Пат. США 3575007, 13/IV 1971 г.
4. Вазатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. Изд. 3-е, М., «Химия», 1974. 440 с.
5. Попов В. В., Молоканов Ю. К., Смирнинский Б. С. Химия и технол. топлив и масел, 1965, № 10, с. 39—41.
6. Дубоскин Н. Ф. Справочник по углеводородным топливам и их продуктам сгорания. М.—Л., Госэнергоиздат, 1962. 288 с.
7. King C. J. Separation Processes. McGraw-Hill, N. Y., 1971. 740 p.
8. Галаскарое Ф. М., Ахтямов Р. А. — В кн.: Алгоритмизация расчета процессов и аппаратов химических производств, технологии переработки и транспорта нефти и газа на ЭВМ. Вып. 6. Киев, «Наукова Думка», 1974, с. 61—68.
9. Maxwell J. B. Data Book on Hydrocarbons. Princeton, N. Y., D. van Nostrand Co., 1965. 205 p.
10. De Priestler C. L. Chem. Eng. Progr. Symposium Series, 1953, v. 49, № 7, p. 1—43.
11. Рыбак В. М. Анализ нефти и нефтепродуктов. М., Гостоптехиздат, 1962. 888 с.
12. Исламбекова Р. Н., Ахмадеев Е. А., Байрамова Е. Ш. Тезисы докладов Всесоюзного совещания по теории и практике ректификации нефтяных смесей. Уфа, 1975, с. 150—153.
13. Барсуку С. Д. «Газовая промышленность», 1973, № 8, с. 47.
14. Heldemall R. A. AIChE J., 1974, v. 20, № 5, p. 847—855.
15. Зыков Д. Д. Изв. АН СССР, ОТН, 1958, № 1, с. 100—106.
16. Молоканов Ю. К. ТОХТ, 1967, т. I, № 3, с. 328—335.
17. Edmister W. C. AIChE J., 1957, v. 3, № 2, p. 165—171.
18. Филиппов Г. Г., Шемурза Л. Н. Математическое обеспечение расчетов ректификационных колонн на ЭЦВМ. Метод характеристических температур. М., НИИТЭхим, 1972, с. 31.
19. Hengstbeck R. J. AIChE Trans., 1946, p. 309—329.

20. Сучков В. А. и др. ТОХТ, 1978, т. 10, № 1, с. 25—30.
21. Портнов Л. П., Филиппов Г. Г. ТОХТ, 1976, т. 10, № 2, с. 287—289.
22. Молоканов Ю. К. и др. Химия и технол. топлив и масел, 1971, № 2, с. 36—39.
23. Norman W. S. Absorption, Distillation and Water Cooling. Longmans, 1961. 474 p.
24. Александров Н. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. Изд. 2-е. М., «Химия», 1971. 206 с.
25. O'Brien N. G. Hydrocarb. Processing, 1965, v. 44, № 7, p. 139—144.
26. Nelson W. L. Petroleum Refinery Engineering. 4th ed. N. Y., McGraw-Hill Book Co., Inc., 1958. 960 p.
27. Watkins R. N. Petroleum Refinery Distillation. Houston, Texas, Gulf Publishing Co., 1973. 162 p.
28. Маносян А. К., Лозин В. В., Сучков В. А. Тезисы докладов Всесоюзного совещания по теории и практике ректификации нефтяных смесей. Уфа, 1975, с. 259—262.
29. Маносян А. К. Докт. дисс. МИНХ и ГП им. И. М. Губкина, 1976. 210 с.
30. Нефти СССР. Справочник в 5 томах. Под ред. Э. В. Дриазой, М. А. Мхчян и Н. М. Жымаковой. М., «Химия», 1971—1976.
31. Одищев О. «Нефтяники», 1975, № 2, с. 12—13.
32. Westbook C. T. Petrol. Ref., 1961, v. 40, № 2, p. 113—115.
33. Stafford T. R. Пат. США 3607734, 21/IX 1971 г.
34. Турецкий Е. Н., Александров Н. А., Халиф А. Л. «Газовая промышленность», 1969, № 9, с. 41—43.
35. Турецкий Е. Н., Александров Н. А., Халиф А. Л. Схемы и методы расчета процесса абсорбции. М., ВНИИГазпром, 1969. 54 с.
36. Платонов В. М., Берго В. Г. Разделение многокомпонентных смесей. М., «Химия», 1965. 368 с.
37. Холланд Т. Д. Многокомпонентная ректификация. М., «Химия», 1969. 354 с.
38. Александров Н. А. Массопередача при ректификации многокомпонентных смесей. Л., «Химия», 1975. 320 с.
39. Greenstadt J. Methem. Comput., 1972, v. 26, № 117, p. 145—166.
40. Boston J. F., Sullivan S. L. Can. J. Chem. Eng., 1974, v. 52, № 1, p. 52—63.
41. Галаскарое Ф. М. и др. Труды БашНИИ НП, 1975, вып. 14, с. 198—209.
42. Rose A., Swenson R. F., Schrodt U. N. Ind. Eng. Chem., 1958, v. 50, № 5, p. 737—742.
43. Кондратьев А. А. ТОХТ, 1972, т. 6, № 3, с. 477—479.
44. Кондратьев А. А., Богданов В. С. ТОХТ, 1976, т. 10, № 3, с. 453—455.
45. Fair J. R., Matthews R. L. Petrol. Ref., 1958, v. 37, № 4, p. 153—158.
46. Кафаров В. В. Основы массопередачи. Изд. 2-е. М., «Высшая школа», 1972. 496 с.
47. Рамм В. М. Абсорбция газов. М., «Химия», 1966. 767 с.

48. Перри Дж. Х. Справочник инженера-химика. Пер. с англ. Под ред. П. Г. Романцова. Л., «Химия», 1972. 940 с.
49. Александров Н. А. и др. «Газовая промышленность», 1985, № 3, с. 40—46.
50. Сум-Шик Л. Е., Аэров М. Э., Вистрова Т. А. «Химическая промышленность», 1963, № 1, с. 63—68.
51. Nitschke K. Chem. Technol., 1967, v. 19, № 6, p. 365—367.
52. Norman W. S., Grossett G. I. Trans. Inst. Chem. Eng., 1961, v. 39, № 4, p. 305—312.
53. Kolodzie P. A., Winkle J. R. Am. Inst. Chem. Eng., 1958, v. 3, № 3, p. 305—312.
54. Hengstebeck R. J. Distillation, Principles and Design Procedures. New York — London, Chapman & Hall, 1961. 385 p.
55. Davis I. A. Ind. Eng. Chem., 1947, v. 39, № 6, p. 774—778.
56. Горюченко В. Г., Вахшани Д. Ц. Химия и технол. топлив и масел, 1989, № 7, с. 34—37.
57. Молоканов Ю. К., Скобко А. Н. Изв. вузов. Нефть и газ, 1959, № 1, с. 49—55.
58. Шейнман В. А., Александров Н. А. Труды Гипронефтемаши, М., «Недра», 1964, вып. 3, с. 3—49.
59. Bubble Tray Design Manual. N. Y., Am. Inst. Chem. Eng., 1958.
60. Brown G., Hanson D. N., Wilke C. H. Am. Inst. Chem. Eng., 1955, v. 4, № 4, p. 441—451.
61. Александров Н. А., Скобко А. Н. Химия и технол. топлив и масел, 1960, № 9, с. 42—46.
62. Масумов Д. Н. и др. Азерб. нефть доз.-во 1965, № 10, с. 36—39.
63. Димитриевский Ю. Н. и др. Хим. и нефт. маш., 1964, № 2, с. 15—20.
64. Teller A. J., Cheng S. I., Davis H. A., AIChE J., 1963, v. 9, № 3, p. 407—410.
65. Todd W. G., Van Winkle M. Ind. Eng. Chem. Process Design & Develop., 1967, v. 6, № 1, p. 95—101.
66. Davis J. A., Gordon K. F. Petro/Chem. Eng., 1961, v. 33, № 11, p. 54—57.
67. Хамди А. М., Скобко А. Н., Молоканов Ю. К. Химия и технол. топлив и масел, 1963, № 2, с. 42—45.
68. Bolles W. L. Petrol. Ref., 1946, v. 25, № 12, p. 613—620.
69. Valentin F. H. H. Absorption in Gas-Liquid Dispersion. London, 1967. 212 p.
70. Лебедев Ю. Н., Александров Н. А., Зыков Д. Д. Химия и технол. топлив и масел, 1969, № 5, с. 38—42.
71. Strand C. P. Chem. Eng. Progr., 1963, v. 59, № 4, p. 58—64.
72. Welch N. E., Durbin L. D., Holland C. D. AIChE J., 1964, v. 10, № 3, p. 373—379.
73. Miyachi T., Imai H., Kubo K. Chem. Eng. Japan, 1967, v. 5, № 1, p. 20—24.
74. Молоканов Ю. К. Химия и технол. топлив и масел, 1987, № 4, с. 33—37.
75. Соломаха Г. П. Автореф. докт. дисс. МИХМ, 1989, 45 с.
76. Пароженко А. Ф. Автореф. канд. дисс. М., ВЭПИ, 1969, 15 с.
77. Hughmark G. A. AIChE J., 1971, v. 17, N 6, p. 1295—1297.

78. Александров Н. А., Гройсман С. А. ТОХТ, 1975, т. 9, № 1, с. 11—19.
79. Малков В. А. и др. ТОХТ, 1975, т. 9, № 1, с. 3—10.
80. English W., Van Winkle. Chem. Eng., 1963, v. 11, № 5, p. 241.
81. Chidambaram S. Brit. Chem. Eng., 1966, v. 11, № 4, p. 288.
82. Hogsett D. F., Maddox R. N. Oil & Gas J., 1962, v. 60, № 18, p. 64—66.
83. Prahl W. H. Chem. Eng., 1969, v. 76, № 17, p. 89—96.
84. Eckert J. S. Chem. Eng., 1975, v. 82, № 8, p. 70—76.
85. Беляев Н. И., Корчегин Н. А., Олеский В. М. — В кн.: III Всесоюзная конференция по теории и практике ректификации. Ч. 2. Сек. 3—5, Северодонецк, 1973, с. 131—135.
86. Billet R. Chem.-Ing.-Techn., 1968, Bd. 40, № 8, S. 377—383.
87. Zenz F. A., Eckert R. A. Petrol. Ref., 1961, v. 40, № 2, p. 130.
88. Takahashi T. e. a. J. Chem. Eng. Japan, 1974, v. 7, № 3, p. 223—225.
89. Жаворонков Н. М., Аэров М. Э., Умник Н. Н. «Химическая промышленность», 1948, № 9, с. 291—300.
90. Jackson S., Calvert S. Am. Inst. Chem. Eng. J., 1966, v. 12, № 6, p. 1075—1081.
91. Leva M. Tower Packings and Packed Tower Design. 2nd ed. Akron, Ohio, US Stoneware Co., 1953. 232 p.
92. Murch D. P. Ind. Eng. Chem., 1953, v. 45, p. 2616.
93. Happel J. Chem. Eng., 1958, v. 65, № 14, p. 144.
94. Попов В. В., Аэров М. Э. Вестник техн. и экон. информ. М., НИИТЭ-хим, 1962, № 9, с. 23.
95. Молоканов Ю. К. Хим. маш., 1961, № 5, с. 24.
96. Майков В. П. ТОХТ, 1975, т. 9, № 1, с. 104—112.
97. Александров Н. А. и др. Изв. вузов. Нефть и газ, 1975, № 6, с. 45—50.
98. Kirkbride C. G. Petrol. Ref., 1945, v. 23, p. 32.
99. King C. J., Gantz D. W., Barnes O. J. Ind. Eng. Chem. Process. Des. Develop., 1972, v. 11, № 2, p. 271—283.
100. Кафаров В. В. и др. ТОХТ, 1975, т. 9, № 2, с. 262—269.
101. Ram W. S. R., Van Wormer K. A., Powers G. J. AIChE J., 1974, v. 20, № 5, p. 940—950.

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

Абсорбент
выбор 136
потери 136, 137

Абсорберы
давление 30
классификация 17
конструирование 243 сл.
конструкция 17 сл.
простой 16
расчет 23
сложный 16, 17
фракционирующий 17

Абсорбер-десорбер 17

Абсорбционная колонна см. Абсорбер

Абсорбционно-отпарная колонна 17, 149 сл.

Абсорбция 11, 12
затраты 234, 235
многокомпонентная, аналитический расчет колонн абсорбционно-отпарных 149 сл.
простых 136 сл.
с предварительным насыщением толстого абсорбента 144 сл.
— — отбензиниванием сырого газа 144 сл.
технологическая схема оптимальная 241, 242
усовершенствования 135, 136
оптимальные параметры 235 сл.

Аналитический расчет 81 сл., 136 сл.

Андерсуда уравнения 96

Атмосферная колонна 117 сл.
давление 120, 121
расход водяного пара 121
температурный режим 121, 122
четкость разделения 122, 123
число реальных тарелок 12
эмпирические методы проектного расчета 117, 119 сл.

Баланс ректификационных колонн материальный 35
тепловой см. Тепловой баланс

Берля седла 22

Бинарные смеси
график для определения числа теоретических тарелок 97
расчет колонны полной 50 сл.
сложной 54 сл.
схемы разделения 30 сл.

Вакуумная колонна 129 сл.
давление 131, 132
масляный и топливный варианты 129
наложение соседних фракций 131
особенности эмпирического расчета 130
расход водяного пара 132
температурный режим 133

Ввод сырья в колонну 262

Вылет ниспадающей струи 199

Высота
сепарационного пространства 197
слоя жидкости
вспененного 197
невспененного 198
— насадки 213, 214
— — эквивалентная теоретической тарелке 213, 214

Гидравлическое сопротивление
слоя насадки 214 сл.
тарелки 188 сл.

Градиент уровня жидкости на тарелке 191, 192

График(и)
Джизлиленда 97
Образцова и Смыловит 67, 68
Эдмистера 66 сл.

Гудное насадка 22

Давление
в абсорбере и десорбере 30
— колонне 28, 29
— — атмосферной 120, 121
— — вакуумной 131, 132
— — оптимальное 239
фазового превращения 70

Десорбер
давление 30
простой 16
сложный 16, 17

Десорбционная колонна см. Десорбер

Десорбция 12
аналитический расчет 147 сл.

Джизлиленда
график 97
кратерный 239

Диаметр(ы)
колонны
насадочной 209 сл.
тарельчатой 178
штуперов 231, 232

Диапазон устойчивой работы тарелки 184 сл.

Доля отбора дистиллята оптимальная 238

Дросселирование и детандирование 79 сл.

Емкость низа колонны 232

Затраты
на процессы ректификации и абсорбции 234, 235
эксплуатационные 235

Захлебывание 210 сл.

Зульцер 23

Идентификация условных компонентов 82

Инталловс 22

Интенсивность пенообразования 199

Интерполирование
линейное 154
нелинейное 154, 155

Классификация
абсорберов 17
контактных устройств 18, 19
ректификационных колонн 17

Ключевые компоненты 101 сл.

Колонна(ы)
абсорбционная см. Абсорбер
абсорбционно-отпарная 17, 149
вакуумная см. Вакуумная колонна
ввод сырья 262
десорбционная см. Десорбер
насадочные см. Насадочные колонны
неполная (укрепляющая и отгонная) см. Неполная колонна
оптимальные размеры 235 сл.
отвод тепла 243 сл.
подвод тепла в низ 247 сл.
полная см. Полная колонна
простая см. Простая колонна
ректификационные см. Ректификационные колонны

Колонка(и)

слоновая см. Слонная колонна
тарельчатые см. Тарельчатые колонны
технологическое конструирование 243 сл.

Кольца

Лессинга 22
Палля 22
Рашига 19, 22

Конденсатор

парциальный 244, 245
полный 245

Конденсационно-испарительный аппарат

32, 33
конструирование
абсорберов 243 сл.
колоны 243 сл.

Конструкция(и)

абсорберов 17 сл.
контактных устройств 18 сл.
174 сл.
под насадку опорные 265
насадок 257
ректификационных и абсорбционных аппаратов 17 сл.

Контактные устройства

барботажно-пленочные 19
барботажные 19
классификация 18, 19
конструкции 18 сл., 174 сл.
с насадочной колонной 32
область применения 175, 177
— устойчивой работы 172, 173
пленочно-вихревые 19, 20
пленочные 19
прямоугольные 19, 20, 22
струйно-барботажные 19
струйно-вихревые 19, 20
струйные 19
типы 174 сл.

Коэффициент

аэрации 192
полезного действия тарелки 204, 205
сопротивления тарелки 188, 189
эффективности тарелки 200 сл.

Кривые

ИТК 65 сл.
ОИ 65 сл.
фракционной разгонки 65, 66

Критерий(и)

Джиллиленда 239
концентрационный 239
температурный 239
термодинамические 233
технологический 233
экономические 233

Лессинга кольца

22
Льюиса и Матесона численный метод 154

Маллера метод

154, 155
Математическое описание процесса разделения точное и приближенное 26, 27

Материальный баланс колонны для разделения бинарной смеси

35

Межтарельчатый унос

193 сл.
Метод (и)
аналитические 81 сл., 136 сл., 147 сл.

Графические

81 сл.
Льюиса и Матесона 154
Маллера 154, 155
Ньютона 155
Ньютона — Рафсона 155
релаксационные 161
секунных 154
температурной границы 92 сл.
Тиле и Геддеса 154
характеристической температуры 89
численные 153 сл.
эмпирические 147 сл.

Многокомпонентная ректификация

график для определения числа теоретических тарелок 97
давление фазовых превращений 70, 71
расчет
по ключевым компонентам 101 сл.

Многокомпонентная ректификация методом температурной границы

92 сл.
— характеристической температуры 84 сл.
однократного испарения и конденсации смесей
неидеальных 75 сл.
идеальных 71 сл.
с инертным компонентом 73
однократной конденсации 78, 79
температуры кипения и конденсации смесей
неидеальных 64
идеальных 58 сл.

Нагрузка колонны предельная

насадочной 240, 241

по пару 180, 181

Налегание соседних фракций

вакуумной колонны 131

или разрыв 82, 83

Насадка(и)

выбор материала 177, 178
высота слоя 243, 244
гидравлическое сопротивление 244 сл.
Гудлов 22
Зульцер 22
типа кольца Рашига 19, 22
конструкции 257
опорные конструкции 265
плоскопараллельная 19, 20, 22
Спрейтак 22
Стедман 22
эффективность 244

Насадочные колонны

209 сл.
контактные устройства 22
область применения 175
расчет узлов 249 сл.
стоимость 175 сл.

Нешоная колонна

расчет методом характеристической температуры 89
укрепляющая и отгонная 14

Непрерывные смеси

давление фазовых превращений 70, 71

налегание или разрыв соседних фракций 82, 83, 131

Расчет

доли отгона иззута 73 сл.
методом температурной границы 92 сл.
однократного испарения и конденсации 72
проектный 92 сл.
простых колонн 82 сл.
температуры кипения и конденсации 65 сл.
условные компоненты 82
четкость разделения 82

Низ колонны, определение емкости

232

Ньютона метод

155

Ньютона — Рафсона метод 155

Область

применения
контактных устройств 175, 176
насадочных колонн 175
устойчивой работы колонны 172, 173

Образцовые и Сидович график

67, 68

Отгонной подогреватель

249

Однократное испарение и конденсация

71 сл.

Опорные конструкции под насадку

265

Орошение колонны

паровое и жидкостное 11
схемы 243 сл.

циркуляционное 264 сл.

Отбойные устройства

259
расчет 221

Отгонная ректификационная колонна

14

Отпарка см. Десорбция

Палля кольца 22

Парциальный конденсатор 244, 245

Пеннообразование 199
 Переливные устройства, конструкция 252
 Плотность вспененной жидкости 199
 Поверочный расчет
 исходные данные 33, 34
 колоны, связанных материальными и тепловыми потоками 163 сл.
 сложной ректификационной колонны 115 сл.
 Подогреватель огневой 249
 с паровым пространством 247 248
 Подпор жидкости над сливной планкой 191, 192
 Покомпонентный расчет ректификации и абсорбции 154
 идеальных смесей 155 сл.
 Полная колонна 13, 16
 расчет 50 сл.
 — методом температурной границы 97 сл.
 — — характеристической температуры 84 сл.
 Потарелочный расчет 154
 простых колонн 159 сл.
 Процентный расчет колонны
 исходные данные 33, 34
 методом температурной границы 92 сл.
 простой 162, 163
 для разделения смеси многокомпонентной 162, 163
 — — — непрерывной 163
 сложной 109 сл.
 Простая колонна
 расчет
 абсорбции 136
 поверочный 155 сл.
 покомпонентный 155 сл.
 потарелочный 159 сл.
 для смесей идеальных 155 сл.
 — — — непрерывных 82 сл.
 — — — и многокомпонентных 162 сл.
 схема 34

Псевдомногокомпонентная смесь 82
 Работоспособность тарелки 193
 Размеры тарелки основные 182, 183
 Разрыв или наложение соседних фракций 82, 83, 131
 Распределители жидкости и пара 227 сл.
 Распределительные устройства 263
 Расход водяного пара в низ колонны
 атмосферной 121
 вакуумной 132
 Расчет
 абсорберов 23, 171 сл.
 абсорбции 135 сл., 153 сл.
 оптимальный 233 сл.
 — и десорбции 135 сл.
 аналитический 81 сл., 136 сл., 147
 гидравлический 174 сл.
 графический 81 сл.
 испарения и конденсации 71 сл.
 колоны
 насадочных 209 сл.
 простых 81 сл., 135 сл.
 ректификационных 24, 171 сл.
 связанных материальными и тепловыми потоками 117 сл.
 сложных 108 сл., 135 сл.
 тарельчатых 178 сл.
 оптимальный 233 сл.
 отбойных устройств 221
 распределителей жидкости и пара 227 сл.
 ректификации смесей
 бинарных 30 сл.
 многокомпонентных 81 сл., 108 сл., 117 сл., 153 сл.
 непрерывных смесей 81 сл., 117 сл.
 оптимальный 233 сл.
 тарелок насадочных промышленных 219, 220
 технологический 24 сл.

Расчет

трубопровода, соединяющего
 две колонны с кожухотрубчатим теплообменником 229 сл.
 — — парциальный конденсатор
 с емкостью орошения 231
 фазового состояния 58 сл.
 численный 153 сл.
 эмпирический см. Эмпирический расчет
 Радиус кольца 22
 Реальная тарелка, число в колоннах 38, 45
 расчет 205 сл.
 — графический 46
 Ректификационная(ые) колонна(ы)
 атмосферная см. Атмосферная колонна
 вакуумная см. Вакуумная колонна
 внутренние материальные потоки 49
 классификация 17
 конструкция 17 сл.
 неполная см. Неполная колонна
 полная см. Полная колонна
 простая см. Простая колонна
 расчет 23
 сложная см. Сложная колонна
 установки каталитического крекинга 133 сл.
 особенности расчета 134
 температурный режим 135
 четкость разделения 135
 число тарелок 134

Ректификация 11, 12

бинарных смесей 30 сл.
 с водяным паром 14, 15
 затраты 234, 235
 с конденсационно-испарительном аппарате 32, 33
 многокомпонентная см. Многокомпонентная ректификация
 оптимальная схема 241 сл.
 оптимальные параметры 235 сл.

Ректификация

релаксационные методы расчета 161
 Релаксационные методы расчета ректификации 161
 Седла
 Берли 22
 Инталлокс 22
 Секция
 исчерпывающая 13
 концентрационная 13
 отгонная 13
 питания 36, 37
 укрепляющая 13
 Система уравнений процесса разделения 24 сл.
 независимые переменные 27
 Скорость
 захлебывания 210 сл.
 пара в колонне 180 сл.
 Сложная(ые) колонна(ы) 15, 16
 расчет 54 сл.
 поверочный 115 сл.
 — покомпонентный 115 сл.
 — — для идеальных смесей 155 сл.
 проектный 109 сл.
 схемы 34, 108
 Спиральная насадка 22
 Ступенчатая насадка 22
 Стойкость насадочных колонн относительная 173 сл.
 Сходимость численных методов
 метод Маллера (линейное интерполирование) 154, 155
 — Ньютона 155
 — Ньютона — Рафсона 155
 — секущих (линейное интерполирование) 154
 способ простых итераций 154
 Сырье, вход в колонну 262
 Тарелка(и)
 беспереливные 255

гидравлическое сопротивление
188 сл.
с двумя зонами контакта 19 сл.
диапазон устойчивой работы
184 сл.
с завихрителями 19 сл.
искожпающие 19, 20.
каскадные промывные 19 сл.
219, 220
клапанные 18 сл.
кольчатые из 8-образных эле-
ментов 18 сл.
коэффициент полезного действия
204, 205
— сопротивления 188, 189
— эффективности 200 сл.
с круговым вращением потоков
19 сл.
с перепадами 249
питания 14
оптимальное положение 239
показатели 176
пропальные 18 сл.
работоспособность 193
размеры 182 сл.
реальная см. Реальная тарелка
решетчатые 18 сл.
ситчатые 18 сл.
— с отбойником 19 сл.
струйные 19 сл.
теоретическая см. Теоретиче-
ская тарелка
эффективность
расчет 200
средняя 45, 46
язычковые 19 сл.
Тарелчатые колонны 178 сл.
расчет узлов 219 сл.
Температура кипения смесей
идеальных 58 сл.
с инертным компонентом 62.
63
неидеальных 64
непрерывных 65 сл.
наложение соседних фракций
82, 83

Температура конденсации смесей
идеальных 58 сл.
с инвертным компонентом 62, 63
неидеальных 64

Температура питания оптимальная 238

Температурный режим колонны 39
атмосферной 121, 122

Теоретическая тарелка, число в ко-
лоннах
абсорбционных 138
определение по расчетному гра-
фику 97
для разделения продуктов ката-
литического крекинга 134

расчет
аналитический 42, 43
графический 38 сл., 97
по тепловой диаграмме 43 сл.

Тепловая диаграмма 43 сл.

Тепловой баланс колонны
для бинарных смесей 46 сл.
с тепловым насосом 47 сл.
«Тепловой насос» 31, 32, 47 сл.

Теплообменники «термосифонные»
249

Технологические схемы ректифи-
кации бинарных смесей
30 сл.

Тыла в Геддеса численный метод 154

Узел ввода сырья в колонну 262
Укрепляющая ректификационная
колонна 14
Унос жидкости межтарельчатый
193 сл.

Уравнение(я)
Андервуда 96
рабочих линий 25
Фенске 92

Условные компоненты 52

Фазовое состояние 58 см.
Фазовые превращения смесей 70, 71

Физическое уравнение 92

Флагманное число 36
 оптимальное 236, 237
 расчет 240, 241
 Функция цели 233, 240

Циркуляционное орощение 245 сл.

Четкость разделения 82
нефтяных смесей 122, 123
продуктов каталитического кре-
кинга 135

Численный метод
Льюиса и Маресона 154
Тиле и Гейлеса 154

Число
единиц переноса 203, 204
степеней сложности проектирова-
ния 27
тарелок
реальных 33, 45
и атмосферных колонных 120
расчет 205 сл.
— графический 46
теоретических

Число

- для абсорбции 138
- определение по расчетному графику 97
- для разделения продуктов каталитического крекинга 134
- расчет аналитический 42, 43
- графический 38 сл., 97
- по тепловой диаграмме 43 сл.

флагманом см. Флагманово Число

Штуцер, определение диаметра 231,
232

Эдмистера графики 66 сл.
Эмпирический расчет колонны 117 сл.
атмосферной 117, 119 сл.
вакуумной 130

аффективности.
 посадки 214
 сепарации отбойных устройств
 из посадки 225 сл.
 тарелок 45, 46, 200
 средняя 45

ИГОРЬ АРКАДЬЕВИЧ АЛЕКСАНДРОВ

**Ректификационные
и абсорбционные
аппараты**

Методы расчета
и основы
конструирования

Редактор Р. М. Степанова
Художник А. С. Александров
Художественный редактор Н. В. Носов
Технический редактор Р. М. Вознесенская
Корректор Л. В. Лазуткина

ИБ № 354

Сдано в наб. 12.01.78. Подп. и печ. 10.07.78. Т-13907.
Формат бумаги 60 x 90¹/₁₆. Бумага тип. М 2.
Гарнитура обыкновенная, новая. Высокая печать.
Усл. печ. л. 17,5. Уч.-изд. л. 18,13. Зак. 757.
Тираж 10400 экз. Цена 1 р. 20 к. Изд. № 1368.

Издательство «Химия». 107076, Москва,
Стромынка, 18.

Типография № 6 Союзполиграфпрома
при Государственном комитете Совета Министров СССР
по делам издательств, полиграфии и книжной торговли
190005, Ленинград, Московский пр., 91.

ИЗДАТЕЛЬСТВО „ХИМИЯ“

ГОТОВИТ К ВЫПУСКУ В 1978 году

ДЫТНЕРСКИЙ Ю. И.

„Обратный осмос и ультрафильтрация“
20 л. Цена 1 р. 45 к.

В книге изложены теоретические основы и технологические расчеты процессов обратного осмоса и ультрафильтрации, указаны особенности аппаратного оформления этих эффективных и перспективных процессов, рассмотрены способы получения полупроницаемых мембран из различных материалов и методы определения их характеристик. Показаны области и перспективы широкого практического применения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации для разделения, очистки и концентрирования жидких систем, очистки промышленных и бытовых стоков, опреснения морских вод, при производстве и выделения биологически активных веществ и др.

Книга предназначена для инженерно-технических работников предприятий, научно-исследовательских и проектных организаций химической, нефтеперерабатывающей, пищевой, медицинской, микробиологической и других отраслей промышленности. Она может быть также полезна аспирантам и студентам старших курсов соответствующих вузов и факультетов.