

А. Г. ЕВСТАФЬЕВ

# РЕКТИФИКАЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ



ГОСУДАРСТВЕННОЕ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО  
МАШИНОСТРОИТЕЛЬНОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

Москва 1963

В книге излагаются основы расчета, аппаратное оформление и принципы автоматического регулирования процесса ректификации. В отдельных разделах книги приводятся оригинальные работы автора, опубликованные ранее в журналах.

Книга предназначена для научных и инженерно-технических работников химической, нефтяной, пищевой, фармацевтической спиртовой промышленности.

Рецензент д-р техн. наук проф. **В. В. Кафаров**

Редактор канд. техн. наук **В. Б. Зенкевич**

---

*Редакция литературы по химическому и текстильному машиностроению*  
*Зав. редакцией инж. В. И. РЫБАКОВА*

## ВВЕДЕНИЕ

Разделение жидких и газообразных смесей на индивидуальные компоненты имеет большое значение в химической, нефтехимической и родственных с ними областях промышленности. Особенно важно выделение компонентов в чистом виде в производстве полимеров с повышенными физико-химическими свойствами, полупроводников, изотопов и т. д. Для разделения смесей на индивидуальные компоненты среди других методов широкое применение нашел метод ректификации.

Интересно отметить, что ректификация долгое время являлась искусством виноделов и смологонов.

Лишь во второй половине XIX века развитие физической химии положило начало научному изучению этого процесса химической технологии.

Большой вклад в дело изучения природы растворов сделали русские ученые: Д. П. Коновалов, М. С. Вревский и др.

Впервые теоретические основы перегонки были рассмотрены в исследовании Д. П. Коновалова [1]. Законы Коновалова положили начало количественному изучению процесса перегонки. Они послужили основанием для создания количественных зависимостей теории равновесия бинарных смесей М. С. Вревским [2], Дюгемом [3], Маргулесом [4], Брауном [5] и другими исследователями.

Первой попыткой расчета распределения компонентов по высоте колонны применительно к системе этиловый спирт—вода явился метод, предложенный Сорелем [6].

В дальнейшем изучение процесса ректификации осуществлялось в следующих четырех направлениях:

1. Обобщение полученных на практике данных по равновесию различных смесей и теоретическое исследование этого вопроса на базе классической термодинамики, а в последнее время с привлечением термодинамики необратимых процессов.

2. Создание и усовершенствование методов расчета ректификационных колонн применительно к бинарным и многокомпонентным смесям.

3. Изучение эффективности колонн различной конструкции. Это направление включает в себя, во-первых, изучение гидрав-

лики колонн, т. е. изучение факторов, влияющих на устойчивую работу колонн в различных гидродинамических режимах при различной конструкции элементов контактных устройств, и, во-вторых, изучение механизма процесса массопередачи в колонных аппаратах с получением эмпирических зависимостей для кинетики процесса.

4. Изучение вопросов автоматического контроля и регулирования ректификационных колонн.

В настоящее время по всем этим направлениям накоплен обширный теоретический и экспериментальный материал.

Большая заслуга в накоплении этого материала принадлежит советским исследователям, внесшим достойный вклад в теорию и практику ректификации. Наиболее серьезные работы в этой области принадлежат Трегубову А. М. [7].

Последние достижения в развитии термодинамики необратимых процессов дали возможность выразить и количественно оценить довольно сложную по своей природе движущую силу процесса массопередачи в условиях ректификации.

Изучение механизма массопередачи в наиболее распространенном типе ректификационных колонн — тарельчатых колоннах, привело к выявлению влияния на эффективность процесса ряда специфических для этой конструкции факторов. Среди них унос жидкости паром на вышележащие тарелки, перемешивание жидкости вдоль пути ее движения по тарелке, степень достижения равновесия между паром и жидкостью, конструктивные особенности колонны, влияющие на устойчивость работы аппарата и т. д.

Значительное развитие получила теория расчета процессов разделения многокомпонентных смесей.

Однако, несмотря на обширность исследований по ректификации, современные теории массопередачи по-разному рассматривают механизм передачи массы при межфазном контакте.

На основе различных представлений о кинетике процесса переноса массы предложены и используются для расчета ректификационных колонн и анализа их работы различные уравнения.

Расхождения в оценке кинетики переноса массы связаны с различным подходом к следующим вопросам:

1. Вопрос о природе и способе выражения движущей силы процесса.

2. Вопрос о состоянии межфазной поверхности контакта и о механизме переноса вещества.

Способы расчета, использующие понятие «коэффициента полезного действия» колонны или тарелки, не требуют ответа на первый вопрос.

Эти методы относительно просты. Расчет в данном случае сводится к сравнению действительного аппарата с гипотетическим по конечным результатам работы контактных устройств без раскрытия существа процесса массопередачи. Последнее обстоятельство

делает рассматриваемые методы расчета недостаточными при анализе кинетики процесса массопередачи.

Для того чтобы записать то или иное уравнение кинетики процесса, необходимо знать природу и способ выражения движущей силы процесса.

Известно, что движущей силой переноса вещества в изотермических условиях является разность химических потенциалов.

Считая, что при изотермической диффузии газов величина разности химических потенциалов пропорциональна разности концентраций, часто, без достаточного на то основания, разность концентраций используют для оценки движущей силы процесса массопередачи в условиях ректификации.

В последнее время появились попытки [8]—[10] рассматривать движущую силу в условиях ректификации на основе принципов термодинамики необратимых процессов. Для выражения движущей силы существенную роль играет не только правильное определение ее природы, но и знание поля параметров, определяющих эту силу.

Особое значение это обстоятельство приобретает при расчете средней движущей силы в тарельчатых колоннах.

В настоящее время существуют два подхода к решению этого вопроса:

1) независимо от поля параметров, определяющих движущую силу, среднюю движущую силу рассчитывают по уравнениям противоточного аппарата с введением эмпирического коэффициента [11];

2) делаются попытки учесть особенности поля параметров путем решения соответствующих дифференциальных уравнений [12].

В вопросе о состоянии межфазной поверхности контакта и о механизме массопередачи в настоящее время получили распространение две теории: пленочная, основанная на представлении об устойчивой и неизменной поверхности фазового контакта, и теория динамического состояния поверхности фазового контакта. Первая из них предполагает преимущественное влияние на процесс переноса массы молекулярной диффузии, во второй рассматривается влияние как молекулярного, так и вихревого переноса массы в зависимости от гидродинамического состояния двухфазной системы в целом.

В известных монографиях по вопросам ректификации [7], [13] и главах, посвященных этому процессу в книгах по процессам и аппаратам химической технологии [14], [15], расчет ректификационных колонн излагается обычно с позиций метода сравнения (с использованием понятия о теоретической тарелке) [13], или с позиции концентрационной диффузии [15]. Учитывая наметившуюся в последнее время тенденцию привлечения термодинамики необратимых процессов к описанию движущей силы процесса массопередачи в условиях ректификации [10] и возможность расчета полей параметров движущей силы в условиях перекрестного тока

фаз на тарелке [12], в настоящей книге сделана попытка изложить расчет ректификационных колонн с учетом этих последних достижений.

При определении движущей силы процесса массопередачи в условиях ректификации использованы основные принципы термодинамики необратимых процессов, позволяющие комплексно учесть совместное действие различных по своей природе причин, вызывающих этот процесс. Сделана попытка расчета средней движущей силы процесса массопередачи с учетом относительного движения фаз в контактном устройстве и особенностей процесса в условиях барботажа. С этой целью все контактные устройства классифицированы не только по конструктивному признаку, но и в зависимости от относительного движения фаз при их взаимодействии.

Приведенные в книге экспериментальные данные по кинетике процесса массопередачи обработаны с учетом динамического состояния поверхности контакта взаимодействующих фаз. Однако в виду новизны подхода к расчету кинетики контактных устройств приводимые экспериментальные данные недостаточны по своему объему и могут быть использованы в расчетной практике лишь как ориентировочные.

В основу разделов книги, в которых рассматриваются кинетика процесса массопередачи, выражения для движущей силы и расчет ее среднего значения, положены частично опубликованные работы автора, проведенные в течение последних десяти лет в Московском институте химического машиностроения.

В конце книги помещен раздел о современных методах регулирования и контроля ректификационных колонн. Материалы, помещенные в этом разделе (глава V), любезно предоставлены инж. Л. А. Котенко.

Глава IV содержит примеры расчета ректификационных колонн с использованием приведенных в книге зависимостей.

---

## ГЛАВА I

### ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ

#### СПОСОБЫ ВЫРАЖЕНИЯ СОСТАВА И СВОЙСТВ ЖИДКОЙ И ПАРОВОЙ СМЕСИ

Все смеси независимо от фазового состояния принято делить на бинарные, состоящие из двух компонентов, и многокомпонентные, состоящие из трех и более компонентов. В дальнейшем, если особо не оговорено, будут рассматриваться бинарные смеси, так как они являются наиболее простой системой. Многие закономерности, полученные для бинарных смесей, могут быть перенесены и на многокомпонентные смеси. Состав смеси можно выразить несколькими способами.

**Мольные доли.** Мольная доля показывает, какая часть всех молекул смеси принадлежит данному компоненту:

$$C_i = \frac{n_i}{\sum_{i=1}^k n_i}, \quad i = (1, 2, 3, \dots, k), \quad (1)$$

где  $n_i$  — число молей компонента  $i$  в смеси из  $k$  компонентов;  
 $C_i$  — мольная доля компонента  $i$ .

Условимся далее в случае необходимости указания фазы обозначить мольную долю в жидкой фазе —  $X$  и в паровой фазе —  $Y$ .

**Весовые доли.** Весовая доля показывает, какая часть веса смеси принадлежит данному компоненту:

$$g_i = \frac{G_i}{\sum_{i=1}^k G_i}, \quad i = (1, 2, 3, \dots, k), \quad (2)$$

где  $g_i$  — весовая доля компонента  $i$  в смеси из  $k$  компонентов;  
 $G_i$  — вес компонента  $i$ .

**Объемные доли.** Объемная доля показывает, какая часть объема смеси принадлежит данному компоненту:

$$v_i = \frac{V_i}{\sum_{i=1}^{i=k} V_i}, \quad i = (1, 2, 3, \dots, k), \quad (3)$$

где  $v_i$  — объемная доля компонента  $i$  в смеси из  $k$  компонентов;  $V_i$  — парциальный объем компонента  $i$ .

Очевидно, что

$$\sum_{i=1}^{i=k} C_i = 1, \quad \sum_{i=1}^{i=k} g_i = 1 \quad \sum_{i=1}^{i=k} V_i = 1, \quad (4)$$

или в случае процентного выражения

$$\sum_{i=1}^{i=k} C_i = 100\%, \quad \sum_{i=1}^{i=k} g_i = 100\% \quad \text{и} \quad \sum_{i=1}^{i=k} V_i = 100\%. \quad (5)$$

Наиболее употребителен первый способ выражения состава смеси, так как анализ процесса ректификации и практические расчеты обычно упрощаются, если состав смеси дается в мольных долях.

Между различными способами выражения состава смеси существует вполне определенная связь. Число килограмм-молекул или молей компонента  $i$  в 1 кг смеси составит:

$$n_i = \frac{g_i}{M_i}, \quad (6)$$

а общее число молей

$$\sum_{i=1}^{i=k} n_i = \sum_{i=1}^{i=k} \frac{g_i}{M_i}, \quad (7)$$

где  $M_i$  — молекулярный вес компонента  $i$ .

Мольная доля компонента  $i$  таким образом связана с его весовой долей уравнением

$$C_i = \frac{\frac{g_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^{i=k} \frac{g_i}{M_i}}. \quad (8)$$

Аналогично могут быть получены уравнения и для других способов выражения состава. Эти уравнения сведены в табл. 1.

Условимся далее в случае бинарной смеси индекс  $i$  опускать и подразумевать под концентрацией, заданной как  $C$ ,  $g$  или  $v$ , концентрацию низкокипящего компонента.

Таблица 1

Выражение состава	Мольные доли $C(X; Y) \frac{\text{кг-моль}}{\text{кг-моль смеси}}$	Весовые доли $g \frac{\text{кг}}{\text{кг смеси}}$	Объемные доли $v \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3 смеси}$
Мольные доли $C(X; Y) \frac{\text{кг-моль}}{\text{кг-моль смеси}}$	—	$\frac{g_i}{M_i}$ $\sum_{i=1}^{i=k} \frac{g_i}{M_i}$	$\frac{v_i \gamma_i}{M_i}$ $\sum_{i=1}^{i=k} \frac{v_i \gamma_i}{M_i}$
Весовые доли $g \frac{\text{кг}}{\text{кг смеси}}$	$\frac{C_i M_i}{\sum_{i=1}^{i=k} C_i M_i}$	—	$\frac{v_i \gamma_i}{\sum_{i=1}^{i=k} v_i \gamma_i}$
Объемные доли $v \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3 смеси}$	$\frac{C_i M_i}{\sum_{i=1}^{i=k} \frac{C_i M_i}{\gamma_i}}$	$\frac{g_i}{\sum_{i=1}^{i=k} \frac{g_i}{\gamma_i}}$	—

При расчете ректификационных аппаратов и вспомогательного оборудования необходимо знать, кроме состава смеси, и некоторые ее физические характеристики: теплосодержание  $J$ ; теплоемкость  $c_p$ ; скрытую теплоту фазового перехода  $r$  и молекулярный вес  $M$ . Ниже индекс 1 означает, что рассматриваемая величина относится к низкокипящему компоненту. Индекс 2 принят соответственно для высококипящего компонента.

Теплосодержание смеси при  $P = \text{const}$  может быть выражено через теплосодержания компонентов

$$J = J_1 C + J_2 (1 - C) + q, \quad (9)$$

где  $q$  — теплота смешения.

В общем случае теплота смешения может быть как положительной, так и отрицательной.

Известно, что для паровой фазы, так же как для смеси газов, теплота смешения может быть принята равной 0. Часто при расчете теплосодержания жидких смесей значением теплоты смешения также можно пренебречь.

В этом случае

$$J = J_1 C + J_2 (1 - C). \quad (10)$$

По определению теплоемкость при постоянном давлении

$$c_p = \left( \frac{\partial J}{\partial T} \right)_{PC}. \quad (11)$$

Уравнение (9) может быть почленно продифференцировано

$$\left(\frac{\partial J}{\partial T}\right)_{PC} = \left(\frac{\partial J_1}{\partial T}\right)_{PC} \cdot C + \left(\frac{\partial J_2}{\partial T}\right)_{PC} \cdot (1 - C) + \left(\frac{\partial q}{\partial T}\right)_{PC}. \quad (12)$$

Так как

$$\left(\frac{\partial J_1}{\partial T}\right)_{PC} = c_{P_1} \text{ и } \left(\frac{\partial J_2}{\partial T}\right)_{PC} = c_{P_2},$$

где  $c_{P_1}$  и  $c_{P_2}$  — теплоемкости чистых компонентов, то теплоемкость смеси

$$c_P = \left(\frac{\partial J}{\partial T}\right)_{PC} = c_{P_1} \cdot C + c_{P_2} (1 - C) + \left(\frac{\partial q}{\partial T}\right)_{PC} \quad (13)$$

или без учета теплоты смешения

$$c_P = c_{P_1} \cdot C + c_{P_2} \cdot (1 - C). \quad (14)$$

Аналогично скрытая теплота парообразования для смеси может быть выражена уравнением

$$r = r_1 \cdot C + r_2 (1 - C). \quad (15)$$

Средний молекулярный вес смеси определяется по уравнению

$$M = M_1 \cdot C + M_2 (1 - C). \quad (16)$$

Для многокомпонентной смеси соответственно

$$r = \sum_{i=1}^{i=k} r_i C_i \quad (17)$$

и

$$M = \sum_{i=1}^{i=k} M_i \cdot C_i. \quad (18)$$

### ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ТЕОРИИ РАВНОВЕСИЯ МЕЖДУ КИПАЮЩЕЙ ЖИДКОЙ СМЕСЬЮ И ЕЕ ПАРАМИ

Для теоретического анализа и практического расчета процесса ректификации необходимо знать условия равновесия между кипящей жидкой смесью и образующимися из нее парами.

В общем случае система, состоящая из нескольких фаз, называется равновесной, если в ней не происходит никаких самопроизвольных процессов.

Между калорическими свойствами системы и термическими параметрами ее состояния имеется определенная связь. Наличие этой связи позволяет характеризовать состояние системы различными термодинамическими функциями, являющимися свойствами системы.

Детальное рассмотрение этих функций является предметом химической термодинамики и дается в соответствующих курсах [16]. Здесь только отметим, что для характеристики состояния системы используются следующие функции, теплосодержание  $J$ ;

внутренняя энергия  $U$ ; энтропия  $S$ ; свободная энергия  $F$  и изобарно-изотермический потенциал  $Z$ . Последний для сокращения часто называют изобарным потенциалом.

При использовании в качестве термических переменных температуры и давления характеристической функцией для системы является изобарный потенциал. Поскольку при анализе условий равновесия между жидкой и паровой фазами смесей в качестве независимых переменных наиболее удобно принимать давление  $P$ , температуру  $T$  и составы фаз, для характеристики состояния системы обычно используют изобарный потенциал.

Допуская отсутствие в системе гравитационных и капиллярных сил, а также химических процессов, можно записать следующее выражение для изобарного потенциала:

$$dZ = -S \cdot dT + VdP + \sum_{i=1}^{i=k} \left( \frac{\partial z}{\partial n_i} \right)_{P, T, n \neq n_i} dG_i, \quad (19)$$

где  $V$  — объем системы;  
 $\left( \frac{\partial z}{\partial n_i} \right)_{P, T, n \neq n_i} = \mu_i$  — химические потенциалы компонентов.

Если отнести уравнение (19) к одному молю, то оно примет вид

$$d\bar{Z} = -\bar{S}dT + \bar{V}dP + \sum_{i=1}^{i=k} \mu_i \cdot dC_i. \quad (20)$$

Введенное Гиббсом (1875 г.) понятие о химическом потенциале компонента характеризует изменение изобарного потенциала, отнесенное к 1 молю, за счет изменения количества рассматриваемого компонента при постоянных  $P$ ,  $T$  и количествах всех других компонентов.

Как показал Гиббс [17], наиболее общим условием равновесия между жидкой и паровой фазами в многокомпонентных системах является условие:

$$dU = 0 \text{ и } dZ = 0.$$

Это значит, что в состоянии равновесия  $U$  и  $Z$  достигают своего минимального значения.

Эти условия равновесия для двухфазной системы из  $K$  компонентов приводят к следующим уравнениям:

$$T' = T''; \quad (21)$$

$$P' = P''; \quad (22)$$

$$\left. \begin{aligned} \mu'_1 &= \mu''_1; \\ \mu'_2 &= \mu''_2; \\ &\dots \\ \mu'_k &= \mu''_k \end{aligned} \right\} \quad (23)$$

(верхние индексы относятся к фазам, нижние — к компонентам).

Таким образом, необходимым и достаточным условием фазового равновесия является равенство температур и давлений во

всех сосуществующих фазах системы при равенстве химических потенциалов (парциальных мольных изобарных потенциалов) каждого компонента во всех сосуществующих фазах.

При взаимодействии двух систем с различными химическими потенциалами выравнивание последних происходит за счет передачи массы, таким образом разность химических потенциалов является движущей силой при переходе массы. Если этот процесс происходит между фазами, то он приводит к фазовому равновесию.

Применительно к многокомпонентным системам, состоящим из паровой и жидкой фаз, А. В. Сторонкин [18], основываясь на уравнениях (20) и (23), вывел дифференциальные уравнения, описывающие условия термодинамического равновесия; эти уравнения имеют вид:

$$d\left(\frac{\partial Z}{\partial Y_i}\right)_{P, T, Y \neq Y_i} = d\left(\frac{\partial Z}{\partial X_i}\right)_{P, T, X \neq X_i}; \quad (24)$$

$$\begin{aligned} U \left[ V'' - V' - \sum_{i=1}^{k-1} (Y_i - X_i) \left( \frac{\partial V}{\partial C_i} \right)_{P, T, C \neq C_i} \right] dP = \\ = \left[ S'' - S' - \sum_{i=1}^{k-1} (Y_i - X_i) \left( \frac{\partial S}{\partial C_i} \right)_{P, T, C \neq C_i} \right] dT + \\ + \sum_{i=1}^{k-1} \sum_{j=1}^{k-1} (Y_i - X_i) \frac{\partial^2 Z}{\partial C_i \partial C_j} dC_k. \end{aligned} \quad (25)$$

При выводе этих уравнений использовалось соотношение

$$\left( \frac{\partial Z}{\partial C_i} \right)_{P, T, C \neq C_i} = \mu_i - \mu_k. \quad (26)$$

Множители при  $dP$  и  $dT$  имеют определенный физический смысл. Так, множитель при  $dP$  выражает в расчете на один моль изменение объема смеси при смешении в условиях постоянной температуры и давления небольшого количества паровой фазы с таким большим количеством жидкой фазы, что состав последней не изменяется. Множитель при  $dT$  после умножения на  $T$  дает скрытую теплоту парообразования раствора.

Ограничив число компонентов двумя, из уравнения (25) легко получить известное уравнение Ван-дер-Ваальса, выражающее условие равновесия бинарной двухфазной системы:

$$\begin{aligned} \left[ V'' - V' - (Y - X) \left( \frac{\partial V}{\partial C} \right)_{P, T} \right] dP = \\ = \left[ S'' - S' - (Y - X) \left( \frac{\partial S}{\partial C} \right)_{P, T} \right] \cdot dT + (Y - X) \frac{\partial^2 Z}{\partial C^2} \cdot dC. \end{aligned} \quad (27)$$

Учитывая, что в процессе ректификации давление обычно может быть принято постоянным, запишем уравнение (27) для условий  $P = \text{const}$ :

$$\frac{r}{T} dT + (Y - X) \frac{\partial^2 Z}{\partial C^2} dC = 0, \quad (28)$$

где  $r$  — скрытая теплота парообразования смеси состава  $C$  при температуре  $T$ .

В теории растворов важную роль играет уравнение Гиббса-Дюгема:

$$\sum_{i=1}^{i=k} C_i d\mu_i = 0. \quad (29)$$

Это уравнение может быть выведено исходя из соотношения (20) [16].

Для теоретического анализа и практического расчета процесса ректификации весьма важно знать зависимость состава паровой фазы от состава равновесной с ним жидкости. Наиболее полным выражением этой зависимости является уравнение (24) и в упрощенном виде для бинарной системы при  $P = \text{const}$  — уравнение (28). Однако как первое, так и второе выражение включают в себя изобарный и химический потенциалы, которые в общем случае не поддаются непосредственному определению. Для идеальных смесей эти функции можно выразить через параметры состояния.

Под идеальными (правильными) смесями понимают такие смеси, компоненты которых ведут себя в смеси одинаково. Отклонение от идеальности является следствием как химических эффектов (ассоциация, диссоциация, сольватация и т. д.), так и физических (влияние различных молекулярных объемов и сил взаимодействия молекул). Несмотря на то, что свойствами идеального раствора не обладает ни один реальный раствор, очень многие растворы практически ведут себя, как идеальные. Последнее дает возможность в практических расчетах в первом приближении использовать весьма простые закономерности, которым подчиняются идеальные растворы.

Для идеального раствора при  $T = \text{const}$

$$dZ = V \cdot dP. \quad (30)$$

Для смеси идеальных газов

$$V = \frac{RT}{P}, \quad (31)$$

где  $R$  — универсальная газовая постоянная.

Рассматривая совместно (30) и (31), получаем

$$dZ = RT d \ln P. \quad (32)$$

В случае, когда система не является смесью идеальных газов, связь между объемом и давлением оказывается сложнее связи, даваемой этим уравнением.

Для сохранения формы уравнения (32) Льюис [19] ввел специальную функцию давления  $f$ , называемую летучестью или фугитивностью.

Летучесть определяется уравнением

$$dZ = RT d \ln f \quad (33)$$

или

$$Z - Z_0 = RT \ln \frac{f}{f_0},$$

где  $f_0$  и  $Z_0$  — летучесть и изобарный потенциал в стандартном состоянии.

Отношение

$$a = \frac{f}{f_0} \quad (34)$$

названо Льюисом активностью.

В случае идеальной системы

$$f = P. \quad (35)$$

Летучесть можно назвать исправленным давлением, поскольку после подстановки летучести вместо давления в уравнения, характеризующие поведение идеальных газов в изотермических процессах, эти уравнения могут быть использованы и для реальных изотермических систем.

Для характеристики степени отклонения от идеального состояния вводят обычно величину

$$\gamma = \frac{f}{P}, \quad (36)$$

называемую коэффициентом активности или коэффициентом летучести. Принципиально важной в теории процесса ректификации является зависимость между летучестью компонента смеси и его концентрацией. Поскольку в идеальной смеси все молекулы обладают одинаковыми силовыми полями, способность к переходу в паровую фазу отдельных компонентов с изменением концентрации не меняется. Но в связи с тем, что в паровую фазу переходит тем больше компонента, чем больше его концентрация в жидкости, летучесть компонента должна быть пропорциональна мольной доле этого компонента в жидкости, т. е.

$$f_i = k \cdot X_i. \quad (37)$$

Полагая далее, что раствор остается идеальным при любых концентрациях, выразим коэффициент пропорциональности  $k$  из начального условия:

$$k = f_i^0 \text{ при } X_i = 1.$$

За летучесть в стандартном состоянии принимаем летучесть чистого компонента при температуре смеси и давлении, равном общему давлению над жидкостью.

В этом случае

$$a_i = X_i \text{ или } \gamma_i = \frac{a_i}{X_i} = 1. \quad (38)$$

Отклонение  $\gamma_i$  от единицы служит мерой отклонения раствора от идеального.

Уравнение (37) называют «обобщенным законом Рауля».

В случае, когда это уравнение применяется к идеальной паровой фазе, летучесть чистого компонента  $f_i^0$  всегда берется при общем давлении смеси и ее можно заменить просто общим давлением, а летучесть компонента в смеси можно заменить его парциальным давлением.

В этом случае уравнение (37) принимает вид

$$p_i = P \cdot Y_i. \quad (39)$$

Таким образом, парциальное давление данного компонента над раствором равно общему давлению над раствором, умноженному на мольную долю этого компонента в паровой фазе.

Применительно к идеальной жидкой фазе уравнение (37) примет вид

$$p_i = P_i^0 \cdot X_i, \quad (40)$$

т. е. парциальное давление пара данного компонента над раствором будет равно давлению насыщенного пара над чистым компонентом (при данной температуре), умноженному на мольную долю этого компонента в жидкой фазе.

Уравнение (40) выражает закон Рауля в форме, предложенной Раулем в 1886 г.

### ДИАГРАММА РАВНОВЕСИЯ ДЛЯ БИНАРНЫХ СИСТЕМ

Уравнения (39) и (40) позволяют при наличии зависимостей  $P_i^0 = \varphi(t)$  рассчитать для идеальной бинарной смеси зависимости  $Y_i = \varphi(X_i)$  и  $t = \varphi(X_i \text{ или } Y_i)$ , играющие важную роль в теории и практических расчетах процесса ректификации. Зависимость  $Y_i = \varphi(X_i)$  получила название кривой равновесия.

На фиг. 1 представлены зависимости парциальных и общего давлений над смесью от состава смеси при постоянной температуре. Эти зависимости называются соответственно изотермами парциальных давлений и общего давления (мм рт. ст.).

Общее давление паров определялось согласно закону Дальтона:

$$P = \sum_{i=1}^{i=k} p_i. \quad (41)$$

Из сопоставления уравнений (39) и (40) видно, что

$$P_i^0 \cdot X_i = P \cdot Y_i. \quad (42)$$

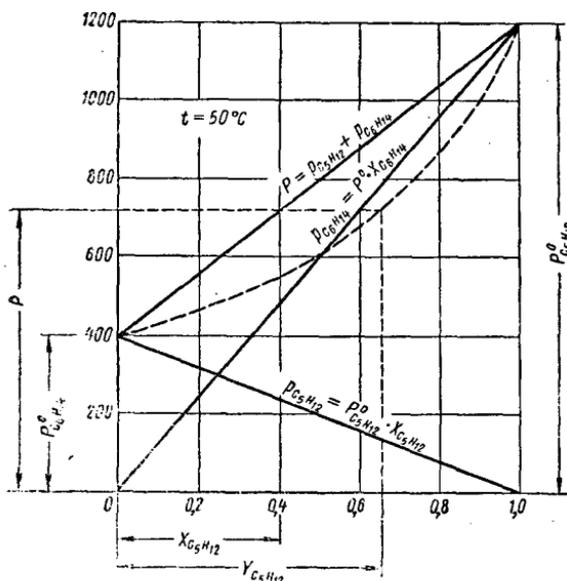
Уравнение (42) по существу является выражением для кривой равновесия идеальной бинарной смеси. Однако в такой форме оно практически неприменимо и требует некоторых преобразований.

Уравнение (42) можно представить в виде

$$Y = \frac{P_1^0}{P} \cdot X. \quad (43)$$

В соответствии с уравнениями (40) и (41)

$$P = p_1 + p_2 = P_1^0 \cdot X + P_2^0 \cdot (1 - X) \quad (44)$$



или после преобразования

$$P = P_2^0 + (P_1^0 - P_2^0) X. \quad (45)$$

Подставляя (45) в (43), получаем

$$Y = \frac{P_1^0 \cdot X}{P_2^0 + (P_1^0 - P_2^0) X}. \quad (46)$$

Введем далее коэффициент  $\alpha = \frac{P_1^0}{P_2^0}$  и запишем уравнение кривой равновесия в окончательном виде:

$$Y = \frac{\alpha \cdot X}{1 + (\alpha - 1) X}. \quad (47)$$

Построение кривой равновесия можно провести двумя способами: аналитическим и графическим. В обоих случаях

Фиг. 1. Диаграмма давление — состав для идеальной смеси (изотерма в системе гексан—пентан).

исходными данными являются экспериментальные зависимости упругости пара чистых компонентов от температуры в пределах между температурами кипения низкокипящего и высококипящего компонентов. (Температуры кипения компонентов берутся при давлении  $P$ , равном общему давлению над смесью).

При аналитическом способе построения кривой равновесия удобно все расчетные данные свести в таблицу, подобную табл. 2, на которой представлены данные расчета кривой равновесия для бинарной смеси бензол—толуол, рассматриваемой как идеальная смесь.

Расчет производится в следующем порядке. Выбрав общее давление над смесью  $P$  и определив тем самым пределы кипения

$t^{\circ} \text{C}$	$P_{\text{C}_6\text{H}_6}$ мм рт. ст.	$P_{\text{C}_7\text{H}_8}$ мм рт. ст.	$X$	$Y$
80,1	760	240	1,00	1
85	886	322	0,780	0,910
90	1016	405	0,581	0,778
95	1180	482	0,399	0,620
100	1344	557	0,258	0,456
105	1550	660	0,112	0,228
110,6	1748	760	0,00	0,00

смеси от  $t_1$  до  $t_2$ , зададимся в этом пределе рядом температур. Выпишем далее из справочника физико-химических величин [20], [21] соответствующие этим температурам значения  $P_1^0$  и  $P_2^0$ . Далее по уравнению (45), которое может быть представлено в виде

$$X = \frac{P - P_2^0}{P_1^0 - P_2^0}, \quad (48)$$

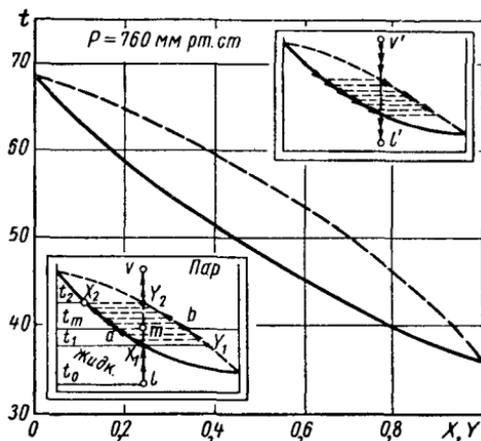
и по уравнению (46) вычисляем соответствующие равновесные значения  $X$  и  $Y$ .

На фиг. 2 и 3 приведены диаграммы равновесия  $t-X$ ,  $Y$  и  $X-Y$ .

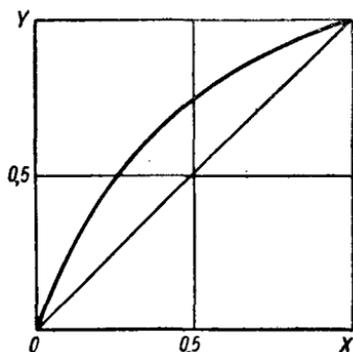
На диаграмме  $t-X$ ,  $Y$  нижняя ветвь является кривой кипения, под ней расположена область жидкой фазы. Верхняя ветвь диаграммы является кривой конденсации, над ней расположена область перегретого пара. Между обеими кривыми — двухфазная область. Пересечение данной изотермы с кривыми конденсации и кипения определяет состав равновесных фаз. Соотношение между количествами этих фаз определяется по правилу рычага. Так, если дана исходная жидкость состава  $X$  при температуре  $t_0$ , то после нагрева ее до температуры  $t_1$  она начнет кипеть. Первая бесконечно малая порция пара, образовавшаяся над этой жидкостью и равновесная с ней, будет иметь состав  $Y_1$ . При дальнейшем выкипании жидкой фазы состав ее постепенно будет изменяться в сторону уменьшения содержания легкокипящего компонента до концентрации  $X_2$ . Паровая фаза, увеличиваясь в своем количестве, будет изменять свой состав также в сторону уменьшения содержания легкокипящего компонента до концентрации  $Y_2 = X_1$ . Эта концентрация будет достигнута, когда вся масса жидкой фазы перейдет в пар при температуре  $t_2$ . Дальнейшее нагревание смеси приведет к перегреву полученного пара до состояния  $V$ . Очевидно, что при кипении смеси с изменением состояния и составов фаз будет происходить и изменение температуры кипения от  $t_1$  до  $t_2$ .

В случае охлаждения смеси из состояния  $V'$  до  $L'$  все процессы пройдут в обратном порядке.

Для пояснения правила рычага, позволяющего определить соотношение фаз, рассмотрим следующий пример. Допустим, что 1 моль исходной жидкой смеси состава  $X_1$  нагрет до температуры  $t_m$ . Смесь, находясь в состоянии, характеризуемом точкой  $m$ , будет включать



Фиг. 2. Диаграмма температура—состав (изобара равновесия жидкость—пар в системе гексан—пентан).



Фиг. 3. Диаграмма состав пара  $Y$ —состав жидкости  $X$  (кривая равновесия).

в себя  $n'$  молей жидкости состава  $X_m$  (точка  $a$ ) и  $n''$  молей пара состава  $Y_m$  (точка  $b$ ).

Очевидно

$$1 \cdot X_1 = n' \cdot X_m + n'' \cdot Y_m = n' \cdot X_m + (1 - n') Y_m,$$

откуда

$$n' = \frac{Y_m - X_1}{Y_m - X_m} \quad \text{и} \quad 1 - n' = n'' = \frac{X_1 - X_m}{Y_m - X_m}.$$

Окончательно получаем равенство

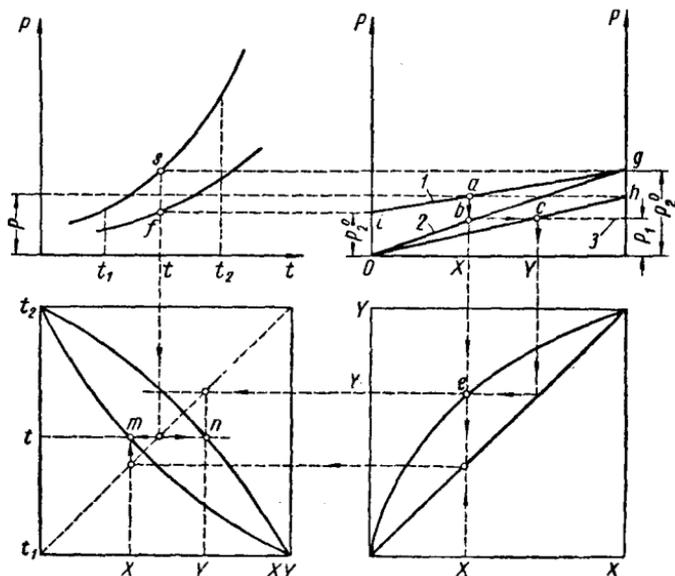
$$\frac{n'}{n''} = \frac{Y_m - X_1}{X_1 - X_m}. \quad (49)$$

Если представить отрезок  $ab$  в виде рычага первого рода с точкой опоры  $m$ , то равновесие будет существовать при условии, что массы  $n'$  и  $n''$ , укрепленные на концах этого рычага, удовлетворяют соотношению

$$\frac{n'}{n''} = \frac{mb}{am}. \quad (50)$$

На фиг. 4 представлена схема графического построения кривых равновесия бинарной идеальной системы. В правом верхнем углу диаграммы нанесены в координатах  $P_i^0 - t$  кривые зависимости давления насыщения от температуры для чистых компонентов.

Приняв общее давление над смесью равным  $P$  и определив пределы кипения смеси при этом давлении  $t_1 - t_2$ , задаемся рядом температур в интервале  $t_1 < t < t_2$ . Проведя изотерму до пересечения ее с кривыми  $P_1^0 = \varphi(t)$  и  $P_2^0 = \varphi(t)$  в точках  $s$  и  $f$ , отложим полученные значения  $P_1^0$  и  $P_2^0$  на оси ординат справа (точка  $g$ ) для низкокипящего компонента и слева (точка  $i$ ) — для высококипящего компонента. Соединив точки  $g$  и  $i$  прямой линией, получаем зависимость  $P = \varphi(X)$ . Точка, в которой эта линия пересекается с линией общего давления  $P = \text{const}$ , дает значение



Фиг. 4. Схема графического построения равновесных кривых для бинарной смеси:

$$1 - P = p_1 + p_2; \quad 2 - p_1 = p_1^0 X; \quad 3 - p_1 = PY.$$

концентрации легкокипящего компонента  $X$  в жидкой фазе, кипящей при температуре  $t$  и давлении  $P$  (точка  $a$ ). Зависимости  $p_1 = P_1^0 X$  и  $p_1 = PY$  выражаются соответственно прямыми  $og$  и  $oh$ . Абсцисса  $X$  пересекает прямую  $og$  в точке  $b$ . Из этой точки проводим ординату  $p_1$  до пересечения с линией  $p_1 = PY$ . Точка пересечения  $c$  характеризует собой состав паровой фазы  $Y$  равновесной жидкости состава  $X$  при температуре  $t$ .

Зная температуру  $t$  и соответствующие ей равновесные значения  $X$  и  $Y$ , путем несложных построений, указанных на фиг. 4 стрелками, получаем соответствующие точки  $l$ ,  $m$  и  $n$  на диаграммах равновесия  $(X - Y)$  и  $(t - X, Y)$ .

Далее, задавшись новыми значениями  $t$ , строим следующие точки на диаграммах равновесия. Из фиг. 2 и 4 видно, что если  $P_1^0 > P_2^0$  и соответственно  $t_1 < t_2$ , то  $Y_1 > Y_2$ . Следовательно, пар относительно богаче тем веществом, прибавление которого

к смеси повышает общее давление пара или при данном давлении снижает температуру кипения (первый закон Д. П. Коновалова).

Приведенные выше диаграммы равновесия характерны лишь для идеальных или близких к ним смесей. Как отмечалось ранее, в природе нет смесей, которые были бы полностью идеальными. Реальные смеси в силу различия физико-химических свойств компонентов в той или иной степени отклоняются от идеальных.

Отклонение от идеальности объясняется главным образом различием силовых полей разноименных молекул. Обозначим силу притяжения одноименных молекул  $f_{11}$  и  $f_{22}$ , а разноименных  $f_{12}$ .

Возможные соотношения между этими силами и соответствующие этим соотношениям диаграммы равновесия представлены на фиг. 5.

У реальных смесей изотермы парциального и общего давления отклоняются от прямолинейной зависимости.

Если эти отклонения наблюдаются в сторону меньших значений давления, то их называют отрицательными, если в сторону больших — положительными. В случае значительных отклонений от идеальности зависимости  $P = \varphi(X)$  и  $t = \varphi(X; Y)$  могут образовывать максимумы или минимумы, кривая  $X—Y$  при этом пересекает диагональ. В точке пересечения диагонали состав пара равен составу жидкости. Эти составы называют азеотропными составами, а смеси, имеющие экстремальные точки, называют азеотропными смесями. Способность некоторых смесей образовывать на диаграммах равновесия экстремальные точки, впервые была замечена Д. П. Коноваловым в 1881 г. и сформулирована во втором законе, носящем его имя: «В экстремумах на кривых давлений пара или точек кипения смесей в зависимости от их состава состав жидкой и парообразной фаз совпадает».

В 1911 г. М. С. Вревский [2] дал количественное выражение этому выводу Д. П. Коновалова.

Исходя из основных законов термодинамики М. С. Вревский впервые охарактеризовал влияние температуры (а следовательно, и давления) на состав жидкой и паровой фазы в равновесных бинарных системах.

Уравнение М. С. Вревского имеет вид

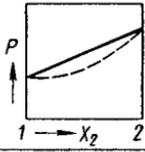
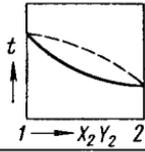
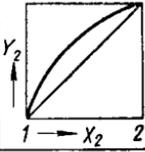
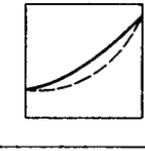
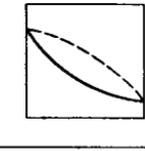
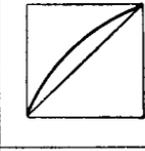
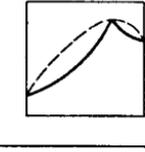
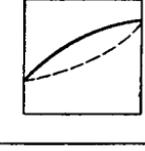
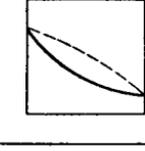
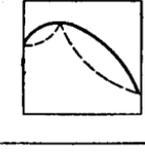
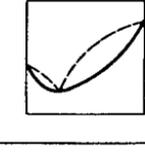
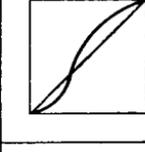
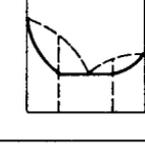
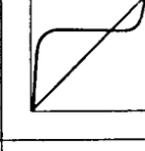
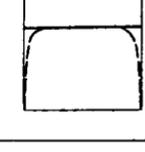
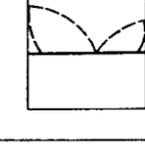
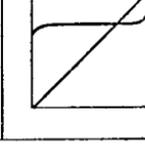
$$\frac{dY}{Y} \cdot \frac{1}{dT} = \frac{r_1 - r_2 + q}{RT^2}, \quad (51)$$

где  $r_1$  и  $r_2$  — скрытая теплота парообразования компонентов смеси;

$q = \frac{dQ}{dX}$  — дифференциальная теплота смешения;

$R$  — универсальная газовая постоянная.

Анализ уравнения (51) позволяет определить смещение азеотропных точек с изменением давления в системах.

N N	Соотноше- ние межмо- лекулярных сил	Характер смеси	Д и а г р а м м ы		
			$P-X_2 \quad t=\text{const}$	$t-X_2Y_2 \quad P=\text{const}$	$X-Y \quad P=\text{const}$
I	$f_{11}=f_{22}=\bar{f}_{12}$	Идеальная			
II	$f_{11} > f_{12}$ $f_{22} > f_{12}$	Отрицательное отклонение от идеальности без азеотропической точки			
IIa	То же	То же с азеотропи- ческой точкой			
III	$f_{11} < f_{12}$ $f_{22} < f_{12}$	Положительное отклонение от идеальности без азеотропической точки			
IIIa	То же	То же с азеотропи- ческой точкой			
IV	$f_{11} \geq f_{12}$ $f_{22} \geq f_{12}$	Частичная нераствори- мость			
V	$f_{11} \neq 0$ $f_{22} \neq 0$ $f_{12} = 0$	Полная нераствори- мость			

Фиг. 5. Различные типы диаграмм равновесия жидкость—пар.

Действительно, при  $(r_1 - r_2 + q) > 0$  соответственно  $\frac{dY}{Y} \times \times \frac{1}{dT} > 0$  и  $Y$  с повышением температуры растет — в парах увеличивается содержание низкокипящего компонента.

При  $(r_1 - r_2 + q) < 0$  соответственно  $\frac{dY}{Y} \cdot \frac{1}{dT} < 0$  и  $Y$  с повышением температуры уменьшается — в парах увеличивается содержание высококипящего компонента.

Эти выводы важны не только для теории, но и для практики ректификации азеотропных смесей.

М. С. Вревским законы изменения состава насыщенного пара в азеотропной точке с повышением температуры сформулированы в следующем виде:

1. При повышении температуры растворов, кривая упругости пара которых имеет максимум, в нераздельно кипящей смеси возрастает относительное содержание того компонента, испарение которого требует большей затраты энергии.

2. При повышении температуры растворов, кривая упругости пара которых имеет минимум, в нераздельно кипящей смеси возрастает относительное содержание того компонента, испарение которого требует меньшей затраты энергии.

Азеотропные смеси являются смесями с предельным отклонением от идеальности, еще обладающими полной взаимной растворимостью.

Дальнейшее отклонение от идеальности приводит к области взаимной нерастворимости. Такие смеси называются смесями с частичной растворимостью. И, наконец, при еще большем отклонении от идеальности наступает полная взаимная нерастворимость компонентов смеси. При испарении этих жидкостей каждая из них ведет себя независимо от другой. Для этих смесей являются характерными соотношения

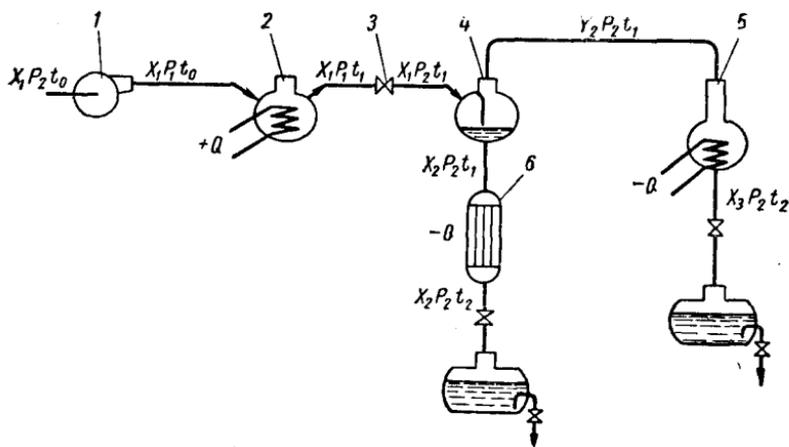
$$p_i = P_i^0 \text{ и } P = \sum_{i=1}^{i=k} P_i^0,$$

т. е. парциальное давление каждого компонента в смеси равно упругости пара чистого вещества, а общее давление пара над смесью равно сумме упругостей пара чистых компонентов.

Ввиду невозможности точного расчета равновесных кривых при наличии отклонений от идеальности в расчетной практике обычно используют экспериментально полученные зависимости  $Y = \varphi(X)$  и  $t = \varphi(X \text{ или } Y)$ . В настоящее время в литературе, посвященной этому вопросу, накоплен обширный экспериментальный материал в виде таблиц равновесных зависимостей. Одним из наиболее полных справочников по равновесию является составленный В. В. Коганом и В. М. Фрилманом «Справочник по равновесию между жидкостью и паром» [22].

## СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ

Как было показано выше, жидкость и пар, находящиеся в равновесии, имеют, как правило, разный состав. При этом в паровую фазу при выкипании жидкости в большей мере переходит низкокипящий компонент и, наоборот, при конденсации пара в жидкую фазу переходит преимущественно высококипящий компонент. Различие составов паровой и жидкой фаз позволяет при частичном испарении жидкости с последующей конденсацией пара получить жидкую смесь, обогащенную низкокипящим компонентом. Эта возможность обогащения смеси одним из компонентов реализуется практически в процессах дистилляции и ректификации.

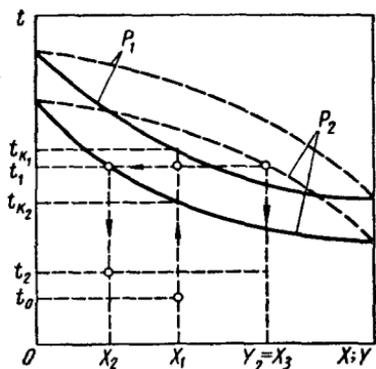


Фиг. 6. Схема установки однократного испарения.

Процессы частичного испарения жидкой фазы или частичной конденсации паровой фазы принципиально могут быть осуществлены двумя способами: однократным изменением состояния до парожидкостной смеси с последующей ее сепарацией на различные по составу жидкую и паровую фазу или постепенным кипячением жидкости при непрерывном отводе пара, более богатого по сравнению с жидкостью низкокипящим компонентом. Первый метод называют однократным испарением, второй метод — простой дистилляцией. Процесс однократного испарения нашел себе применение главным образом при физических исследованиях в лабораторной практике. В промышленности этот метод применяется лишь для грубого предварительного разделения смеси и используется главным образом для разделения смесей компонентов со значительной разницей температур кипения, в нефте- и коксохимии. На фиг. 6 представлена схема проведения процесса однократного испарения.

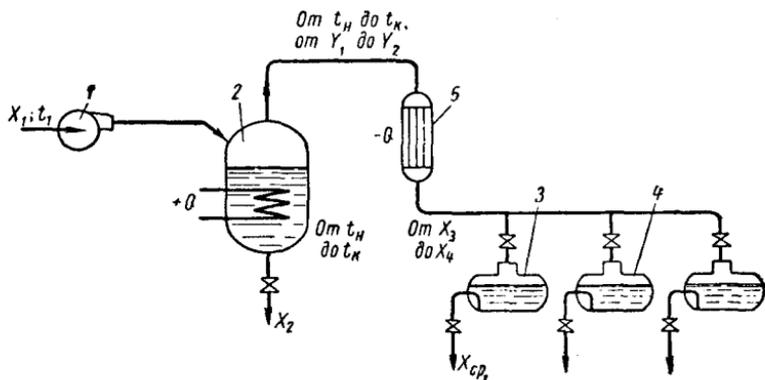
Исходная смесь состава  $X_1$  (фиг. 7) сжимается насосом 1 до давления  $P_1$  и подается в нагреватель 2. В нагревателе за счет подвода тепла извне смесь нагревается от температуры  $t_0$  до тем-

пературы  $t_1$ , причем  $t_{к2} < t_1 < t_{к1}$ , где  $t_{к1}$  и  $t_{к2}$  — температуры кипения смеси соответственно при давлениях  $P_1$  и  $P_2$ . За вентилем 3 давление смеси падает до  $P_2$ , смесь частично самоиспаряется в адиабатическом испарителе 4 и разделяется на паровую фазу состава  $Y_2$  и жидкую фазу состава  $X_2$ . Пар и жидкость, пройдя соответственно конденсатор-холодильник 5 и холодильник 6, направляются в хранилище. Соотношение количеств паровой и жидкой фазы, образующихся в процессе однократного испарения, определяется описанным выше правилом рычага.



Фиг. 7. Процесс однократного испарения в  $t-X, Y$ -диаграмме.

Жидкая смесь состава  $X_1$  (фиг. 9), подлежащая разгонке, закачивается насосом 1 (фиг. 8) в куб-нагреватель 2. Смесь нагревается до температуры кипения  $t_n$ . Образующиеся пары непрерывно отводятся и конденсируются в конденсаторе-холодиль-



Фиг. 8. Схема установки простой (фракционной) дистилляции.

нике 5. Конденсат направляется в хранилище 3. Концентрация легкокипящего компонента в жидкой фазе по мере проведения процесса непрерывно понижается до  $X_2$ . Поступающий в хранилище 3 конденсат при этом изменяет свой состав от  $X_3$  до  $X_4$  и после перемешивания образует смесь с некоторой средней концентрацией  $Y_{cp1} = X_{cp1}$ . Очевидно, чем меньше порция отогнанной

смеси, тем выше в ней концентрация легкокипящего компонента. Поэтому часто, продолжая отгон, дистиллят с меньшим содержанием низкокипящего компонента собирают в другое хранилище 4, и т. д. Так как образующееся за время  $dt$  количество пара  $dV$  равно испарившемуся за это время количеству жидкости —  $dL$ ,

$$dV + dL = 0,$$

или, составляя баланс низкокипящего компонента,

$$Y \cdot dV + d(L \cdot X) = 0. \quad (52)$$

На основе приведенных уравнений получаем

$$\frac{dL}{L} = \frac{dX}{Y - X} \quad (53)$$

или после интегрирования

$$\ln \frac{L_2}{L_1} = \int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{Y - X}, \quad (54)$$

где  $L_1$  и  $X_1$  — количество и состав жидкости в начале кипения;

$L_2$  и  $X_2$  — то же в конце кипения.

Уравнение (54) при наличии зависимости  $Y = \varphi(X)$  позволяет рассчитывать зависимость количества получаемого дистиллята от состава в жидкой фазе.

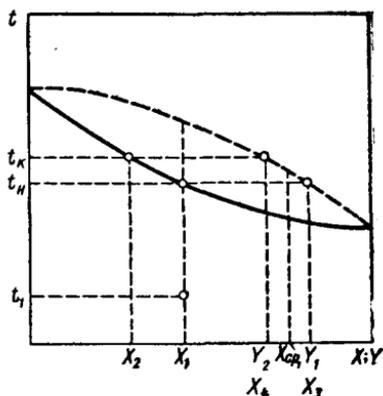
Интеграл  $\int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{Y - X}$ , входящий в это уравнение, берется обычно графическим путем и определяется площадью под кривой  $\frac{1}{Y - X} = \varphi(X)$  (фиг. 10), т. е.

$$\int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{Y - X} = S \cdot i,$$

где  $i$  — масштаб диаграммы.

Рассмотренные процессы частичного испарения жидкой смеси взаимно растворимых компонентов, позволяя обогатить смесь тем или иным компонентом, не дают возможности разделить смесь с получением компонентов в достаточно чистом виде. Для того чтобы осуществить такое разделение, потребовалось бы многократно повторить процесс частичного испарения и конденсации.

Это принципиально могло бы быть осуществлено в ряде последовательно соединенных испарителей и конденсаторов. Однако,



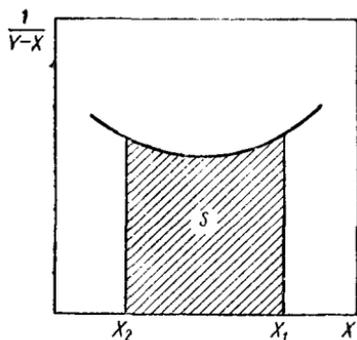
Фиг. 9. Процесс простой дистилляции в  $t-X$ ,  $Y$ -диаграмме.

получаемого дистиллята от

такая схема неэкономична как с точки зрения затрат тепла и охлаждающего агента, так и с точки зрения затрат металла на создание большого числа испарителей и конденсаторов.

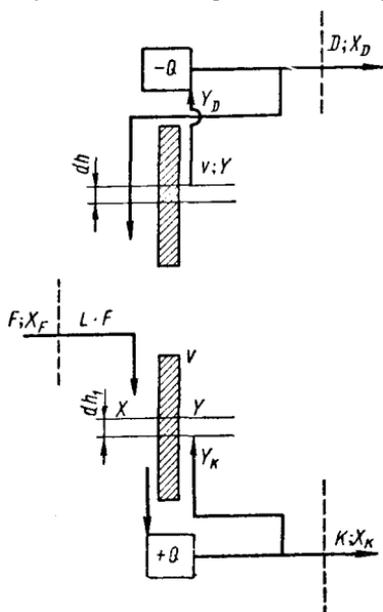
Учитывая необходимость чередования подвода (при испарении) и отвода (при конденсации) тепла, возникает мысль о возможности регенерации, т. е. совмещения процессов испарения и конденсации в одном аппарате с использованием тепла, выделяющегося при конденсации, для процесса испарения.

Дальнейшим развитием этой мысли является осуществление процесса регенерации тепла при отсутствии поверхности нагрева путем непосредственного соприкосновения. Это возможно, поскольку оба теплоносителя состоят из одинаковых компонентов и отличаются лишь температурой и концентрацией. Нако-



Фиг. 10. Графическое определение интеграла

$$S \cdot i = \int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{Y-X}$$



Фиг. 11. Принципиальная схема процесса ректификации.

нец, с целью экономии металла представляется рациональным совмещение таких последовательно чередующихся теплообменников в одном корпусе.

Учитывая необходимость передачи жидкой фазы последовательно из одного теплообменника в другой, рационально использовать ее самотек путем установки теплообменников один под другим.

В современных аппаратах для осуществления процесса разделения смесей — ректификационных колоннах, учтены все эти соображения.

Ректификационная колонна представляет собой вертикальный цилиндр, заполненный внутри специальными распределительными устройствами, служащими для наиболее полного контакта между паровой и жидкой фазами. Сущность процесса ректификации рас-

смотрим на примере непрерывного разделения бинарной смеси (фиг. 11). Поступающая в среднюю часть колонны исходная смесь в количестве  $F$  молей/ч с содержанием низкокипящего компонента  $X_F$  в процессе ректификации разделяется на два продукта: продукт верхней части колонны, обогащенный низкокипящим компонентом — дистиллят в количестве  $D$  молей/ч состава  $X_D$ , и продукт нижней части колонны, обедненный низкокипящим компонентом — остаток (или кубовый остаток) в количестве  $K$  молей/ч состава  $X_K$ .

Очевидно, для всей смеси будет справедливо равенство

$$F = K + D \quad (55)$$

и для низкокипящего компонента

$$F \cdot X_F = K \cdot X_K + D \cdot X_D. \quad (56)$$

Точка входа исходной смеси в среднюю часть колонны делит всю колонну на две части: нижнюю — исчерпывающую и верхнюю — укрепляющую.

Снизу колонны поднимаются пары разделяемой смеси, сверху по распределительным устройствам стекает жидкая фаза, называемая флегмой. Поднимающиеся пары, взаимодействуя со стекающей жидкостью, отдают ей (в результате частичной конденсации) высококипящий компонент и получают (в результате частичного испарения жидкости) вместо него низкокипящий.

Таким образом, поднимающиеся пары постепенно обогащаются низкокипящим компонентом. Стекающая сверху вниз жидкая фаза обогащается по мере движения вниз высококипящим компонентом.

Для создания потоков паровой и жидкой фазы любая ректификационная колонна снабжается внизу испарительным, а вверху — конденсационным устройствами.

При рассмотрении взаимодействия между жидкой и паровой фазами обычно делают следующие допущения:

1) колонна работает без потерь тепла и вещества в окружающую среду;

2) разделяемая смесь подчиняется правилу Трутона, т. е.

$$\frac{r_{см}}{T_{см}} = \frac{r_1}{T_1} = \frac{r_2}{T_2} = \text{const}; \quad (57)$$

3) теплота смешения компонентов равна нулю;

4) состав пара, уходящего из ректификационного аппарата, равен составу дистиллята, т. е.  $Y_D = X_D$ ;

5) состав пара, образующегося в испарителе, равен составу остатка, т. е.  $Y_K = X_K$ .

Следствием первых трех допущений является постоянство потоков пара и жидкости по высоте каждой из частей колонны.

Действительно, поскольку нет потерь и отсутствует теплота смешения, различие потоков смеси могло бы возникнуть в резуль-

тате разницы молярных теплот испарения. Но, поскольку для любого сечения  $T_{с.м} = T_1 = T_2$ , из допущения (2) следует, что  $r_{с.м} = r_1 = r_2$ , т. е. молярные теплоты компонентов одинаковы. Поэтому каждый моль пара при конденсации испаряет такое же количество жидкости.

Составляя далее материальный баланс по низкокипящему компоненту на участке высоты колонны  $dh$  (для укрепляющей части) и  $dh_1$  (для исчерпывающей), получаем соответственно:

$$L \cdot X + V(Y + dY) = L(X + dX) + V \cdot Y \quad (58)$$

и

$$(L + F) \cdot X + V(Y + dY) = (L + F)(X + dX) + V \cdot Y,$$

где  $V$  — количество поднимающегося по колонне пара в *моль/ч*;

$L$  — количество стекающей по колонне жидкости (флегмы) в *моль/ч*;

$Y$  и  $X$  — концентрация легкокипящего компонента в произвольном сечении колонны.

Вводя понятие доли флегмы  $\Phi$ , равной отношению количества стекающей флегмы к количеству поднимающегося пара, получаем для укрепляющей части

$$\Phi = \frac{L}{V} \quad (59)$$

и для исчерпывающей части

$$\Phi_1 = \frac{L + F}{V}. \quad (60)$$

После подстановки  $\Phi$  и  $\Phi_1$  соответственно в уравнения (57) и (58) и преобразований имеем

$$dY = \Phi dX \quad (61)$$

и

$$dY = \Phi_1 dX. \quad (62)$$

Берем интеграл от правой и левой части равенств (61) и (62):

$$\int_Y^{Y_D} dY = \int_X^{X_D} \Phi dX$$

и

$$\int_{Y_K}^Y dY = \int_{X_K}^X \Phi_1 dX.$$

После интегрирования и преобразований, проводимых с учетом того, что  $Y_D = X_D$  и  $Y_K = X_K$ , получаем

$$Y = \Phi X + (1 - \Phi) X_D \quad (63)$$

и

$$Y = \Phi_1 X + (1 - \Phi_1) X_K. \quad (64)$$

Уравнения (63) и (64) называются уравнениями рабочих линий соответственно для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны и выражают зависимость между рабочими концентрациями низкокипящего компонента в паровой и жидкой фазах для любого поперечного сечения колонны.

Часто соотношение потоков выражают не долей флегмы  $\Phi$ , а флегмовым числом  $R = \frac{L}{D}$ . Поскольку  $V = L + D$ , выражения (63) и (64) в этом случае принимают вид

$$Y = \frac{R}{R+1} X + \frac{X_D}{R+1} \quad (65)$$

и

$$Y = \frac{R + \frac{F}{D}}{R+1} X + \frac{1 - \frac{F}{D}}{R+1} X_K. \quad (66)$$

Из сопоставления записи уравнений рабочих линий через долю флегмы  $\Phi$  и через флегмовое число  $R$  видно, что первая запись гораздо проще и удобнее.

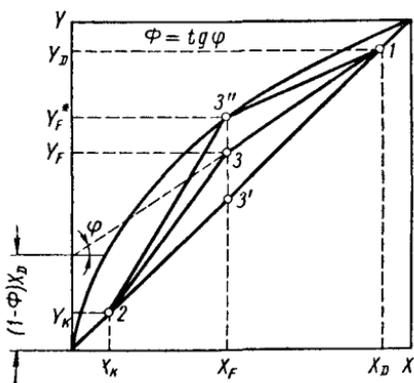
Преимущества первой записи становятся еще более очевидными, если учесть, что  $\Phi$  изменяется в пределах  $0 < \Phi < 1$ , а  $R$  в пределах  $0 < R < \infty$ .

Во всех последующих рассуждениях будем использовать запись через долю флегмы.

Так же как и процессы однократного испарения и простой дистилляции, процесс ректификации может быть изображен графически на диаграмме равновесия. Наиболее удобной и часто употребляемой для этой цели является диаграмма  $X-Y$  (фиг. 12).

Нанесем на диаграмму заданные составы исходной жидкой смеси  $X_F$ , дистиллята  $X_D$ , кубового остатка  $X_K$  и построим рабочие линии верхней и нижней частей колонны. Как видно из (63) и (64), уравнения рабочих линий выражают линейную зависимость  $Y$  от  $X$  и нанесение их на диаграмму не представляет труда, если известно значение  $\Phi$ .

Поскольку ранее было принято допущение о том, что  $X_D = Y_D$  и  $X_K = Y_K$ , рабочие линии верхней и нижней частей колонны обязательно должны пройти через точки 1 и 2 пересечения ординат  $X_D$  и  $X_K$  с диагональю диаграммы. Положение точки 3 определится ординатой  $X_F$  и тангенсом угла наклона



Фиг. 12. Построение рабочей линии процесса непрерывной ректификации в  $X-Y$ -диаграмме.

рабочей линии, равным  $\Phi$ . Очевидно, что при этом возможны два предельных положения точки  $Z$ , а именно  $Z'$  и  $Z''$ .

Первому положению отвечает значение  $\Phi=1$ , при котором отрезок  $(1-\Phi)$ , отсекаемый линией рабочих концентраций на оси  $X$ , равен нулю и, следовательно, обе рабочие линии совпадают с диагональю. В этих условиях ректификационная колонна работает без отбора дистиллята и кубового остатка, что имеет место лишь при испытании аппаратуры.

Второе предельное положение точки  $Z$  соответствует пересечению ординаты  $X_F$  с кривой равновесия в точке  $Z''$ . Доля флегмы при этом минимальна:

$$\Phi_{\min} = \frac{X_D - Y_F^*}{X_D - X_F}, \quad (67)$$

где  $Y_F^*$  — состав пара равновесного жидкости состава  $X_F$ .

Как будет показано ниже, в этом случае требуется бесконечно большая поверхность контакта между паром и жидкостью. Практически такой процесс не может быть реализован.

В реальных процессах точка  $Z$  занимает некоторое среднее положение между  $Z'$  и  $Z''$ , определяемое значением  $\Phi$ . Значение  $\Phi$  выбирается по формуле

$$\Phi = m \cdot \Phi_{\min}, \quad (68)$$

где  $m$  — технико-экономический коэффициент,  $m=1,10 \div 1,2$ .

## ГЛАВА II

# СХЕМЫ И ОСНОВНЫЕ ЭЛЕМЕНТЫ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ УСТАНОВОК

### СХЕМЫ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Любая ректификационная установка состоит из собственно ректификационной колонны и двух теплообменных аппаратов: кипятильника, предназначенного для генерации парового потока, поднимающегося в колонне снизу вверх, и конденсатора, в котором происходит конденсация пара, поступающего из верхней части колонны. Часть конденсата направляется на орошение колонны и образует поток флегмы.

Существуют различные схемы ректификационных установок, отличающихся друг от друга распределением материальных и тепловых потоков.

Многообразие схем ректификационных установок определяется рядом факторов, среди которых наиболее существенны следующие: характер исходной смеси, производительность, качество целевого продукта и т. д. Выбор схемы должен обеспечивать максимальную экономичность и возможность автоматического регулирования процесса.

В настоящее время отсутствует достаточно стройная классификация схем ректификационных установок. В зависимости от характера исходной смеси схемы ректификационных установок делятся на две группы:

- 1) для ректификации идеальных или близких к ним смесей с заметно различающимися температурами кипения компонентов;
- 2) для ректификации азеотропных смесей, а также смесей компонентов с близкими температурами кипения.

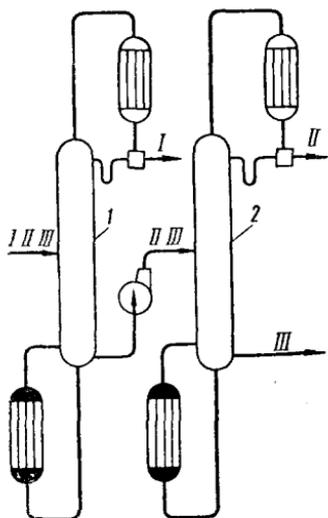
Учитывая, что случаи, входящие во вторую группу, представляют собой специальную область процесса ректификации, ограничимся лишь их упоминанием. К этой группе схем относятся схемы азеотропной и экстрактивной ректификации.

Схемы установок, относящиеся к первой группе, различаются в зависимости от числа компонентов в исходной смеси.

На фиг. 13 представлена принципиальная схема установки для разделения многокомпонентной смеси, состоящей из трех компонентов I, II и III.

Исходная смесь на колонне 1 делится на компонент I и смесь компонентов II и III с последующим разделением ее на колонне 2 на дистиллят II и кубовый остаток III.

Таким образом, схема установки для разделения многокомпонентной смеси по существу состоит из последовательно или параллельно соединенных между собой установок для разделения бинарных смесей. При этом в общем случае для разделения смеси на  $n$  частей необходим ректификационный агрегат, состоящий из  $(n - 1)$  колонны.



Фиг. 13. Принципиальная схема установки для разделения многокомпонентной смеси.

В зависимости от производительности и назначения ректификационные установки для разделения бинарных и многокомпонентных смесей выполняются в виде непрерывно действующих агрегатов и в виде агрегатов периодического действия.

В настоящее время в промышленности, особенно в многотоннажных производствах, более широкое применение находят установки непрерывного действия. Однако в случае малотоннажного производства иногда оказывается целесообразным применять установки периодического действия. Основным преимуществом установок непрерывного действия по сравнению с установками

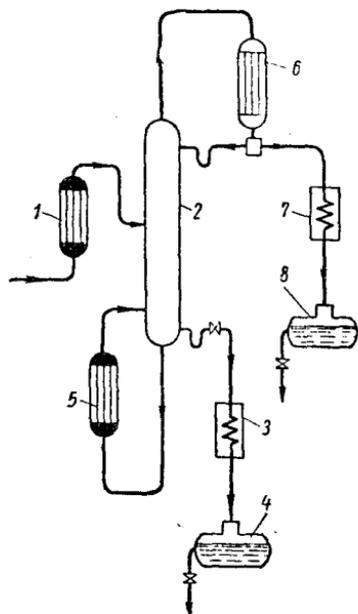
периодического действия являются возможность получения стабильных по составу продуктов и относительная простота автоматизации процесса. Несмотря на это, в случае малотоннажного производства при необходимости разделения многокомпонентной смеси целесообразно применение периодического процесса, позволяющего провести это разделение на одноколонном ректификационном аппарате.

В зависимости от характера целевого продукта различают установки исчерпывающие и обогащающие.

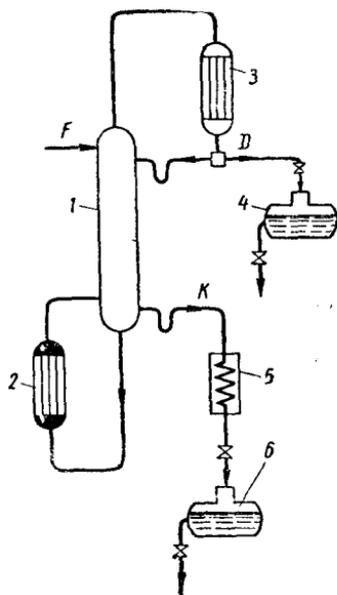
На фиг. 14 представлена принципиальная схема ректификационной установки непрерывного действия, в которой исчерпание и обогащение низкокипящего компонента производится в одном аппарате. Предварительно нагретая до температуры кипения в подогревателе 1 исходная смесь подается в среднюю часть ректификационной колонны 2 и смешивается с флегмой, стекающей из верхней части колонны.

По мере движения вниз по колонне смесь теряет низкокипя-

щие компоненты. Высококипящие компоненты через холодильник 3 в виде жидкости отводятся в хранилище 4. Часть стекающей по колонне жидкости, попадая в испаритель 5, испаряется и в виде пара поднимается вверх по колонне. Обогащенные низкокипящим компонентом пары, покидая колонну, попадают в конденсационное устройство 6. Часть конденсата поступает на орошение колонны, а другая часть через холодильник 7 направляется в хранилище дистиллята 8.



Фиг. 14. Принципиальная схема ректификационной установки непрерывного действия.



Фиг. 15. Принципиальная схема исчерпывающей ректификационной установки.

В рассмотренной схеме не учитывается возможность более рационального использования тепла. Эти вопросы ниже (стр. 38) будут рассмотрены специально.

Иногда оказывается рациональным ограничить процесс ректификации лишь одной его частью — исчерпыванием или обогащением. Это имеет место в тех случаях, когда в исходной смеси содержится соответственно очень много или очень мало низкокипящего компонента и не требуется очистки одного из компонентов.

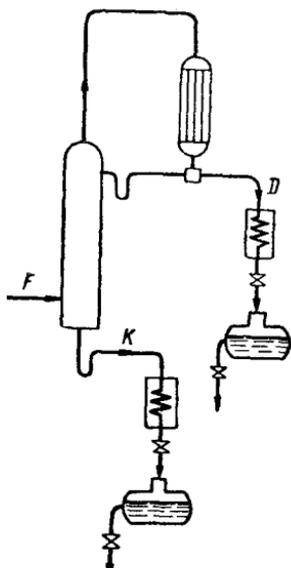
На фиг. 15 представлена исчерпывающая (или отпарная) установка. Исходная смесь подается в верхнюю часть колонны 1. В колонне жидкость стекает вниз, взаимодействуя с парами из кипятильника 2. Дистиллят конденсируется в конденсаторе-холодильнике 3 и направляется в хранилище 4. Кубовые остатки, пройдя через холодильник 5, попадают в хранилище 6.

Схема, осуществляющая только обогащение, представлена на фиг. 16. Исходная смесь в парообразном состоянии подается в нижнюю часть колонны. В остальном схема не отличается от приведенной на фиг. 15.

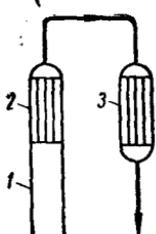
Применяются подобные схемы в нефтепереработочной промышленности.

Основным инструментом регулирования процесса является изменение соотношения количеств пара и жидкости, контактирующих в колонне. При этом изменяют либо количество пара, поступающего из кипятильника, либо количество флегмы, подаваемой на орошение колонны.

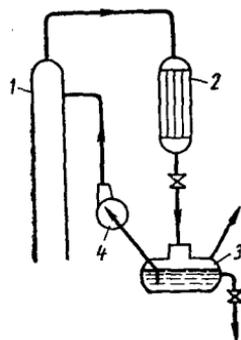
Учитывая инерционность кипятильника, последний редко используется для



Фиг. 16. Принципиальная схема обогащающей ректификационной установки.



Фиг. 17. Способ питания ректификационной колонны флегмой при частичной конденсации пара.



Фиг. 18. Способ питания ректификационной колонны флегмой при полной конденсации пара.

регулирования соотношения потоков пара и жидкости. Чаще для этой цели используется поток флегмы.

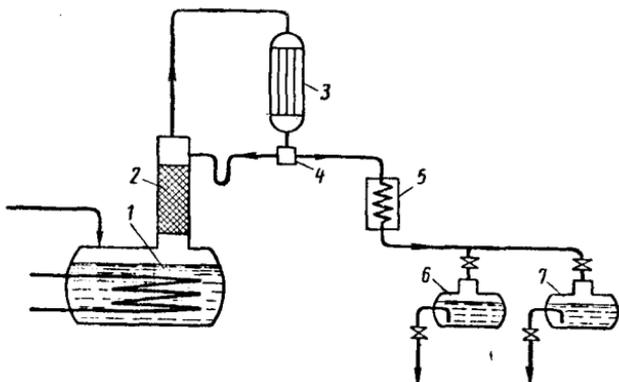
В зависимости от способа подачи флегмы на колонну различают установки с дефлегматором и установки без дефлегматора.

В первом случае (фиг. 17) выходящие из колонны 1 пары направляются в дефлегматор 2, расположенный над колонной, где часть паров конденсируется и стекает в виде флегмы на орошение колонны. Несконденсировавшиеся пары проходят в конденсатор-холодильник 3. Из конденсатора-холодильника конденсат направляется в хранилище дистиллята. Флегмовый режим в этом случае регулируется посредством изменения количества подаваемого в дефлегматор хладагента.

Во втором случае (фиг. 18) пары, выходящие из колонны 1, направляются сразу в конденсатор-холодильник 2 и после конденсации и охлаждения поступают в флегмовый бачок 3, откуда насо-

сом 4 часть конденсата закачивается на колонну, а остаток поступает в хранилище дистиллята.

Сравнивая эти способы питания колонны флегмой, следует отметить, что наличие дефлегматора позволяет в результате частичной конденсации в нем пара несколько увеличить разделительную способность колонны. Однако этот небольшой выигрыш в разделительной способности влечет за собой недостатки, которые отсутствуют при использовании второго способа. К этим недостаткам следует отнести: а) необходимость монтажа довольно тяжелого теплообменного устройства над колонной; следует учитывать, что колонные аппараты имеют значительную, до 20—30 м, высоту



Фиг. 19. Принципиальная схема ректификационной установки периодического действия.

и часто монтируются вне здания; б) регулирование флегмового режима посредством изменения количества хладагента, учитывая тепловую инерцию дефлегматора, приводит к значительному запаздыванию, что нежелательно при автоматическом регулировании процесса.

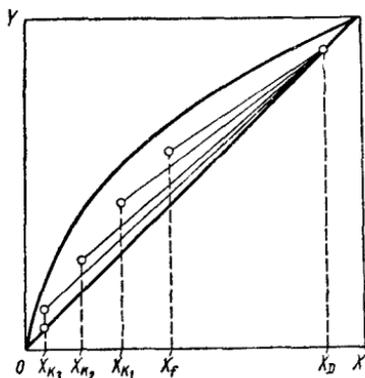
В промышленности в последнее время предпочитают второй способ питания колонны флегмой.

Выше указывалось, что, наряду с установками непрерывного действия, в промышленности используются также и установки периодического действия. На фиг. 19 представлена схема установки периодического действия.

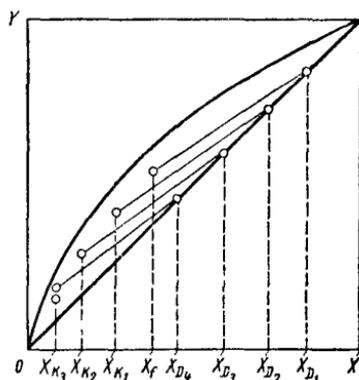
Исходная смесь предварительно закачивается в куб-кипятильник 1; за счет подводимого в куб тепла смесь доводится до кипения. Образующиеся пары поднимаются вверх по колонне 2 и поступают в конденсационное устройство 3. Часть дистиллята возвращается на колонну в виде флегмы, а остаток направляется в хранилище. Проведение процесса периодической ректификации возможно в следующих двух режимах: а) при постоянном количестве флегмы и б) постоянном составе дистиллята. В последнем случае процесс необходимо проводить при непрерывно меняющемся флегмовом режиме.

По мере истощения низкокипящего компонента,  $X_K$  уменьшается. Для сохранения постоянного состава дистиллята необходимо увеличить наклон рабочей линии. Это достигается увеличением доли флегмы (фиг. 20). Процесс при строго постоянном  $X_D$  редко применяется в промышленности в связи со значительными трудностями в его осуществлении.

Гораздо чаще процесс периодической ректификации проводится при постоянном флегмовом числе. По мере истощения низкокипящего компонента рабочая линия смещается, сохраняя первоначальный наклон  $\Phi$ . При этом концентрация низкокипящего



Фиг. 20. Рабочие линии процесса периодической ректификации с переменным флегмовым числом на  $X—Y$ -диаграмме.



Фиг. 21. Рабочие линии процесса периодической ректификации с постоянным флегмовым числом на  $X—Y$ -диаграмме.

компонента в дистилляте уменьшается (фиг. 21). В этом случае накапливают отдельные фракции с различным содержанием низкокипящего компонента. Последующая повторная ректификация этих фракций позволяет выделить нужный компонент с любой степенью чистоты.

Как видно из рассмотренных схем, независимо от способа действия любая ректификационная установка состоит из трех основных частей:

- 1) ректификационной колонны;
- 2) испарительного устройства;
- 3) конденсационного устройства.

В приведенных выше схемах связь между этими основными частями рассматривалась с точки зрения проведения собственно процесса ректификации без учета необходимости рационально использовать подводимое тепло. Процесс ректификации является энергоемким, он связан с необходимостью испарения в испарителе и конденсации в конденсационном устройстве больших масс разгоняемой смеси, поэтому очень важно правильно организовать использование тепла в ректификационной установке. Особое зна-

чение вопрос о рациональном теплоиспользовании получает в многотоннажных производствах.

Во многом расход тепла зависит от правильно выбранной тепловой схемы установки. Выбор рациональной тепловой схемы установки производится на основе ее теплового баланса. Составление теплового баланса рассмотрим на примере ректификационной установки непрерывного действия (фиг. 22).

Тепловой баланс этой установки можно выразить уравнением

$$Q_1 + Q_4 + Q_5 - Q_2 - Q_3 - Q_6 - Q_7 - Q_8 - Q_9 = 0, \quad (96)$$

где  $Q_1 = F \cdot c_F \cdot t_F$  — тепло, вносимое исходной смесью;

$Q_2 = D \cdot c_D \cdot t_D$  — тепло, уносимое дистиллятом;

$Q_3 = K \cdot c_K \cdot t_K$  — тепло, уносимое с кубовым остатком;

$Q_4 = G_K (J - c_G \cdot t_G)$  — тепло, отдаваемое греющим паром в испарителе ( $J$  — теплосодержание пара;  $c_G$  и  $t_G$  — теплоемкость и температура конденсата);

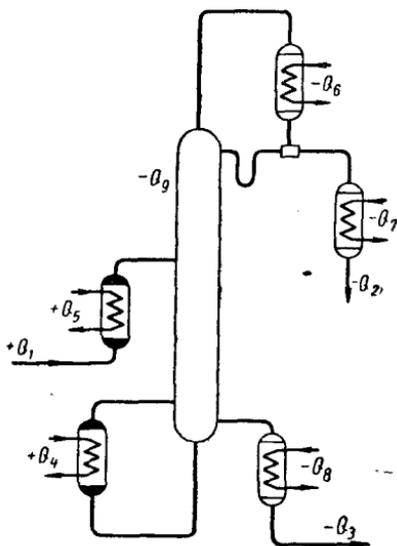
$Q_5 = G_F (J - c_G \cdot t_G) = F \cdot c_F \times (t_K - t_F)$  — тепло, отдаваемое греющим паром в подогревателе исходной смеси ( $t_K$  — температура кипения исходной смеси;  $t_F$  — температура поступающей исходной смеси);

$Q_6 = W_6 \cdot c_{H_2O} (t_\Gamma - t_X) = V \cdot r_{см}$  — тепло, отводимое в дефлегматоре ( $W_6$  — расход охлаждающей воды;  $t_X$  и  $t_\Gamma$  — температура воды до и после теплообмена;  $r_{см}$  — теплота конденсации смеси);

$Q_7 = W_7 \cdot c_{H_2O} (t_\Gamma - t_X) = D \cdot c_D (t_\Phi - t_D)$  — тепло, отводимое в холодильнике дистиллята ( $W_7$  — расход охлаждающей воды;  $t_\Phi$  и  $t_D$  — соответственно температура флегмы и дистиллята;  $c_D$  — теплоемкость дистиллята);

$Q_8 = W_8 \cdot c_{H_2O} (t_\Gamma - t_X) = K \cdot c_K (t_H - t_K)$  — тепло, отводимое в холодильнике кубовых остатков ( $W_8$  — расход охлаждающей воды;  $t_H$  и  $t_K$  — температура кубового остатка соответственно до и после охлаждения;  $c_K$  — теплоемкость кубового остатка);

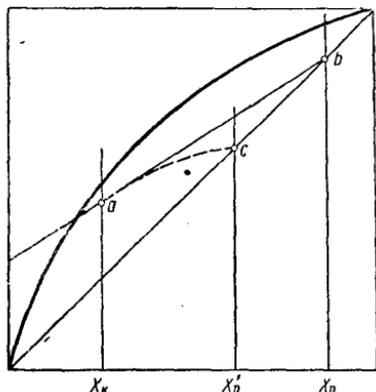
$Q_9$  — тепловые потери в окружающую среду.



Фиг. 22. Схема тепловых потоков в ректификационной установке непрерывного действия.

Наиболее простым и очевидным путем сокращения расхода тепла, подводимого к установке, является сокращение потерь в окружающую среду —  $Q_9$ .

Последнее может быть достигнуто улучшением тепловой изоляции установки. Улучшение изоляции колонны, помимо сокращения потерь в окружающую среду, приводит также к некоторому увеличению ее разделительной способности. Последнее легко доказать следующим рассуждением. В колонне без потерь по всей ее высоте  $\Phi_1 = \text{const}$ . В колонне же с потерями  $\Phi_1$  будет переменным



Фиг. 23. Влияние потерь в окружающую среду на характер линии рабочих концентраций:

а) линия  $ab$  — колонна без потерь; б) линия  $ac$  — колонна с потерями.

по высоте колонны, увеличиваясь к низу за счет дополнительной конденсации части парового потока.

При этом рабочая линия в колонне без потерь выразится прямой  $ab$  (фиг. 23), а в колонне с потерями — кривой  $ac$ . На фиг. 23 видно, что  $X'_D - X_K > X_D - X_K$ ; таким образом, обогащение в колонне без потерь будет больше обогащения в колонне с потерями.

На фиг. 22 показан ряд теплообменных устройств, которые имеются в составе ректификационной установки. В одних из них осуществляется подзод тепла к установке ( $Q_4$  и  $Q_5$ ), а в других отвод ( $Q_6$ ,  $Q_7$  и  $Q_8$ ). Это создает возможность регенерации тепла. Так, нагрев исходной смеси целесообразно производить за счет охлаждения

дистиллята, кубового остатка или за счет конденсации паров в дефлегматоре. При этом полезно использовать соответственно потоки тепла  $Q_7$ ,  $Q_8$  или  $Q_6$ .

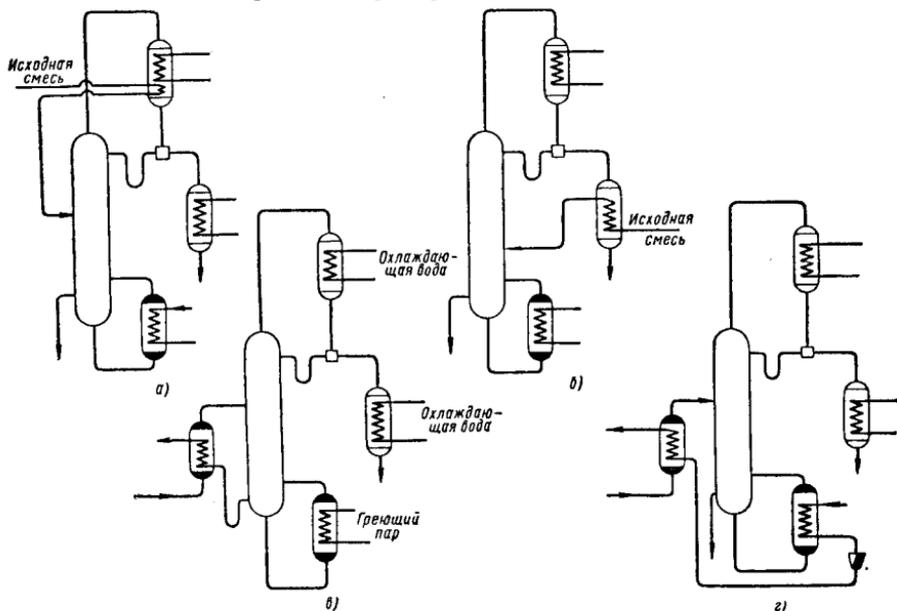
В этом случае наряду с экономией теплоносителя, поступающего в подогреватель исходной смеси, будет и экономия хладагента, направляемого в соответствующий холодильник. Подогрев исходной смеси может быть также произведен конденсатом из кипятильника.

При выборе источника тепла для нагрева исходной смеси сравнивая потребное количество тепла  $Q_5$  с величинами  $Q_6$ ,  $Q_7$  и  $Q_8$ . Необходимо также учитывать температурные уровни разных источников тепла. На фиг. 24 представлены некоторые из возможных вариантов схем рекуперации в ректификационной установке.

Основное количество тепла поступает в колонну с греющим паром, конденсирующимся в кипятильнике колонны ( $Q_4$ ). С другой стороны, тепло, отводимое охлаждающей водой в дефлегматоре колонны ( $Q_6$ ), значительно превышает другие виды тепловых потерь. По абсолютной величине обычно  $Q_4 \approx Q_6$ . Простое использование  $Q_6$  для обогрева кипятильника невозможно, поскольку

температура конденсации паров, уходящих из колонны, меньше температуры кипения кубовой жидкости. Можно однако повысить температуру конденсации дистиллята. Для этого необходимо сжать пары, поступающие из колонны до более высокого давления, что связано с некоторой затратой работы.

В этом случае теплота конденсации может быть использована для обогрева кипятыльника. Схема подобной установки представлена на фиг. 25. Дефлегматор перемещен в нижнюю часть колонны.



Фиг. 24. Различные схемы регенерации тепла в ректификационной установке.

Нагрев исходной смеси производится:

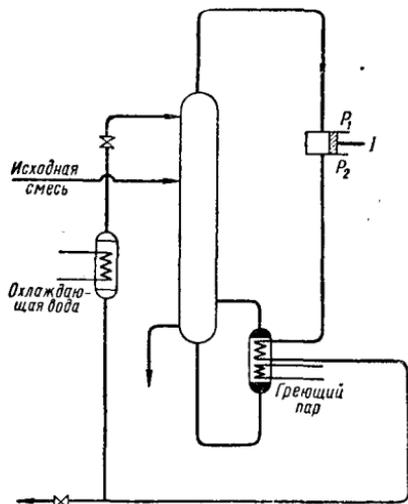
а — в дефлегматоре; б — отходящим дистиллятом; в — кубовым остатком; г — конденсатом греющего пара из кипятыльника.

Компрессор I сжимает пар от начального давления (состояние 1, фиг. 26) до давления  $P_2$ , при котором начало конденсации соответствует точке 2 и конец конденсации точке 3. Температура конца конденсации уходящих паров  $t_3$  несколько выше температуры кипения кубового остатка  $t_K$ .

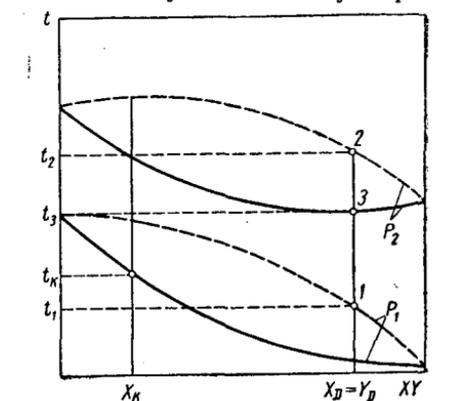
Таким образом, теплота конденсации пара может быть полностью использована для обогрева кипятыльника. Этот принцип передачи тепла с более низкого температурного уровня на более высокий называют обычно «тепловым насосом». Если  $Q_6 < Q_4$ , необходим дополнительный обогрев кипятыльника. При  $Q_6 > Q_4$  нет надобности сжимать весь пар в количестве  $V$  молей/ч. Соотношение между  $Q_4$  и  $Q_6$  должно проверяться в каждом отдельном случае.

Применение теплового насоса целесообразно лишь в том случае, если затрачиваемая работа  $V \cdot AL_K$  значительно дешевле

греющего тепла  $Q_4$ . Это имеет место лишь в том случае, когда тепловой насос создает не слишком большую разность температур. Если используется турбокомпрессор с приводом от электродвигателя, применение теплового насоса становится обычно невыгодным при степени сжатия, больше двух. Поэтому приме-

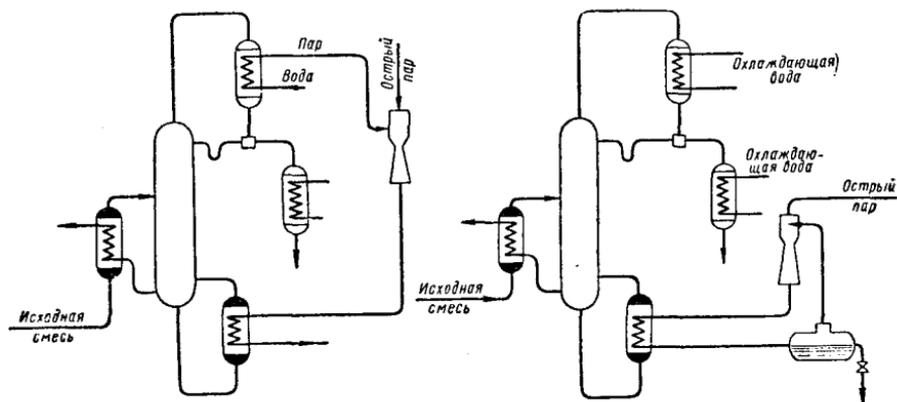


Фиг. 25. Принципиальная схема ректификационной установки с использованием теплового насоса.



Фиг. 26. Соотношение между температурами кипения и конденсации при использовании принципа теплового насоса.

нение теплового насоса ограничивается случаями ректификации смесей с близкими температурами кипения чистых компонентов.



Фиг. 27. Варианты тепловых схем ректификационных установок с использованием принципа теплового насоса.

Часто от сжатия продукта отказываются из-за опасения загрязнить его смазочным маслом компрессора. В этом случае можно испарить в дефлегматоре при пониженном давлении воду, а образовавшийся водяной пар направить в тепловой насос. При

этом на 2—3°С уменьшается располагаемый температурный перепад, однако эта потеря в значительной мере компенсируется возможностью использовать для сжатия водяного пара пароструйный инжектор. Расчет показывает, что, если располагаемый перепад температур составляет 15—25°С, можно таким путем сэкономить до одной трети греющего пара. Можно использовать также пар, образующийся при самоиспарении конденсата греющего пара. Конденсат при попадании под пониженное давление самоиспаряется. Пар низкого давления может быть сжат в пароструйном инжекторе и вновь использован для обогрева кипятильника.

Схемы подобных установок представлены на фиг. 27. Выбор той или иной тепловой схемы установки производится на основе технико-экономического расчета.

### КОНСТРУКЦИЯ ЭЛЕМЕНТОВ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Ввиду того, что испарительные и конденсационные устройства выполняются в виде обычных кожухотрубчатых теплообменников, ограничимся рассмотрением ректификационной колонны. Это наиболее важная часть ректификационной установки. Обычно ректификационная колонна выполняется в виде цилиндра, заполненного специальными распределительными устройствами для создания поверхности контакта между стекающей сверху жидкой фазой и поднимающимися навстречу парами.

При конструировании ректификационных колонн обычно руководствуются требованиями, предъявляемыми к конструкции любого химического аппарата (дешевизна, простота в обслуживании, высокая производительность, прочность, коррозионная устойчивость, долговечность и т. д.).

Помимо этого, необходимо учитывать следующие специфические требования к конструкции колонны:

1) колонна должна обладать максимальной пропускной способностью по паровой и жидкой фазе;

2) контактные устройства должны обеспечивать максимальную поверхность контакта между фазами при максимальной эффективности передачи массы;

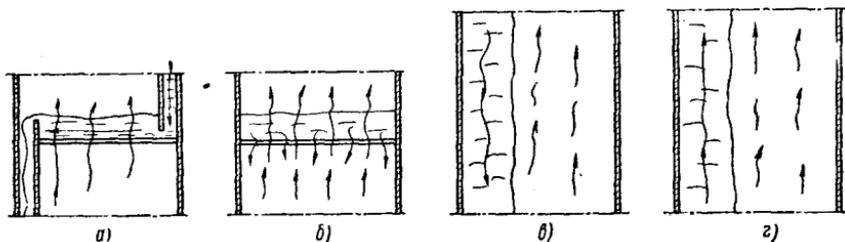
3) колонна должна работать устойчиво и равномерно по всему сечению в широком диапазоне нагрузок;

4) гидравлическое сопротивление распределительных устройств должно быть минимальным.

Стремление к максимальному удовлетворению этих требований, а также специфика свойств смесей, подлежащих разделению (теплообразование, агрессивность, закоксовывание, образование термополимеров и т. д.), приводит к многообразию типов ректификационных колонн.

Ниже мы рассмотрим конструкции наиболее часто встречающихся в промышленности колонн, а также некоторые новые типы колонных аппаратов.

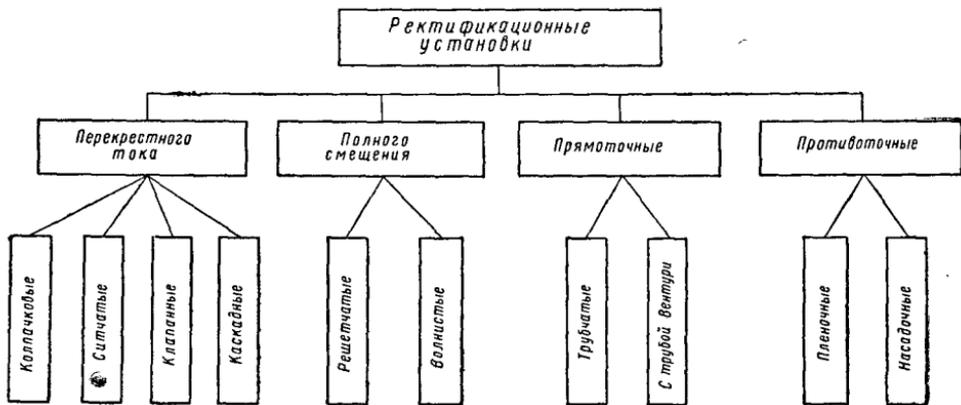
Все многообразие ректификационных колонн в зависимости от относительного движения фаз при контакте можно разделить на четыре группы (фиг. 28): 1) колонны перекрестного тока; 2) колонны полного смешения; 3) противоточные колонны; 4) прямоточные колонны.



Фиг. 28. Схема относительного движения фаз в контактных устройствах: а — перекрестный ток; б — полное смешение; в — противоток; г — прямоток.

Дальнейшую классификацию колонных аппаратов удобно провести в зависимости от конструкции контактного элемента в соответствии со схемой, представленной на фиг. 29.

Особенностью аппаратов перекрестного тока и полного смешения является то, что взаимодействие фаз в этих аппаратах осуществляется посредством барботажа паровой фазы через жидкую. Поэтому эти группы обычно объединяют под общим названием



Фиг. 29. Классификация колонных аппаратов.

барботажных колонн; так как барботаж пара через слой жидкости происходит на пластинах — тарелках, оборудованных специальными устройствами для ввода пара и протока жидкости, эти две группы ректификационных колонн называют еще тарельчатыми.

В противоточных и прямоточных колоннах паровой поток взаимодействует с жидкостью, текущей в виде тонкой пленки по поверхности специальной насадки. Поэтому эти две группы ректи-

фикационных колонн обычно объединяют под общим названием пленочных или насадочных. Наибольшее распространение получили барботажные колонны. Рабочее пространство этих колонн разделено на секции, образуемые тарелками.

На каждой тарелке поддерживается определенный слой жидкости. С вышележащей тарелки жидкость перетекает на нижележащую. Переток жидкости с тарелки на тарелку в случае перекрестного тока осуществляется через специальные переливные устройства. Нижние концы сливных труб погружены в жидкость на нижележащих тарелках и образуют гидравлические затворы, препятствующие проходу пара снизу вверх по переточным устройствам. Пар на тарелку попадает, проходя под колпачками в колпачковой тарелке или через отверстия в перфорированной тарелке. Барботируя через слой жидкости, пар попадает в межтарелочное пространство, где сепарируется от пены и брызг жидкости, захватываемых при барботаже. Далее пар поступает на вышележащую тарелку.

В случае тарелок полного смешения специальные переливные устройства для слива жидкости отсутствуют, и жидкость проливается через отверстия для прохода пара. Определенный уровень жидкости на тарелке поддерживается в этом случае подпором пара, идущего снизу вверх.

Особенностью работы всех тарельчатых колонн является ступенчатое изменение концентрации от тарелки к тарелке. В отличие от тарельчатых колонн в насадочных колоннах концентрация по высоте изменяется непрерывно.

Конструктивно насадочные колонны представляют собой башни, заполненные тем или иным видом насадки. По насадке течет тонкая пленка жидкости, омываемая поднимающимся паром. Насадочные колонны имеют сверху разбрызгивающие устройства для равномерного распределения жидкости по сечению колонны. С этой же целью через определенные расстояния по высоте колонны размещаются перераспределительные устройства для жидкости.

В последнее время появились новые типы пленочных колонн с прямоточными контактными устройствами.

В этих колоннах паровая фаза с большой скоростью (до 30 м/сек) поднимается по трубкам и захватывает жидкость за счет эффекта эжекции. Жидкость поднимается вверх в виде тонкой пленки. В верхней части колонны жидкость сепарируется от пара. Пар используется для эжектирования новой порции жидкости.

Эти колонны оказались весьма производительными (в 10 раз производительнее колпачковых). Однако из-за необходимости большого расхода пара на единицу жидкой фазы они не всегда могут быть использованы при ректификации, так как соотношение между паром и жидкостью регламентируется условиями массопередачи.

## КОЛОННЫ ПЕРЕКРЕСТНОГО ТОКА

Ниже (стр. 89) будет показано, что для увеличения движущей силы процесса массопередачи в колоннах с перекрестным током следует уменьшать возможность перемешивания жидкости при ее движении по тарелке. Простейшим решением этой задачи является установка на тарелке лабиринтов из перегородок. Однако следует помнить, что жидкость на тарелке движется за счет разницы гидравлических уровней, а увеличение длины пути увеличит сопротивление потоку. В конечном итоге это требует увеличения разницы гидравлических уровней. Последнее, в свою очередь, увеличит разницу в толщине слоя жидкости, преодолеваемого барботирующим паром. Появляется опасность неравномерной работы тарелки, так как пар естественно будет стремиться к барботажу через меньший слой жидкости. С этой точки зрения необходимо иметь малую разницу уровней жидкости на тарелке. Практически указанное противоречие разрешается следующим образом: в случае малых диаметров колонн (до 0,5—0,7 м) нет опасности неравномерной работы тарелок, поэтому желательна установка лабиринтов, увеличивающих путь жидкости; при средних диаметрах (1—2,5 м) установка лабиринтов нецелесообразна и, наконец, в случае больших диаметров (3 м и больше) желательно сокращать длину пути жидкости установкой сливных устройств в центре тарелки.

Сливные устройства выполняются чаще всего в виде труб или в виде сегментов и должны иметь площадь, достаточную для стока всей жидкости. Линейная скорость  $\omega$  в сливных устройствах принимается обычно в пределах 0,1—0,4 м/сек. Общая площадь сечения определяется по формуле

$$F = \frac{V}{\omega} \text{ м}^2, \quad (70)$$

где  $V$  — секундный расход жидкости в м<sup>3</sup>/сек.

Зазор между нижним краем сливного устройства и тарелкой берется таким, чтобы скорость жидкости в зазоре не превышала 0,2—0,3 м/сек. Обычно наименьшее расстояние равно 50—75 мм.

Глубина гидравлического затвора  $h_3$  должна удовлетворять условию

$$h_3 > h_T \cdot \frac{\gamma'_{HO}}{\gamma'}, \quad (71)$$

где  $h_T$  — сопротивление тарелки в мм вод. ст.;  
 $\gamma'$  — удельный вес жидкости.

Высота слоя жидкости на тарелке определяется высотой перелива

$$h = h_c + h_n, \quad (72)$$

где  $h_c$  — высота сливной перегородки;  
 $h_n$  — высота слоя жидкости над переливом.

Исходя из теоремы Бернулли,

$$h_n = \sqrt[3]{\frac{L^2}{l^2 \cdot 2\mu g}} M, \quad (73)$$

где  $L$  — секундный расход жидкости в  $м^3/сек$ ;  
 $l$  — длина сливной перегородки в  $м$ ;  
 $\mu$  — коэффициент расхода.

Введем понятие удельной нагрузки:

$$i = \frac{L \cdot 3600}{l} M^3/м \cdot ч.$$

Приняв обозначение

$$\sqrt[3]{\frac{1}{\mu}} = \varphi$$

и считая  $\varphi = 1,85$ , получим

$$h_n \approx 2,9 \sqrt[3]{i^2} \text{ мм.} \quad (74)$$

Подвод пара на тарелку организуется различными способами. В зависимости от конструкции пароподводящего устройства различают тарелки с перекрестным током, колпачковые, ситчатые, клапанные и т. д.

**Колпачковые тарелки** имеют сотни модификаций. Достоинством их является удовлетворительная работа в широком диапазоне нагрузок по жидкости и пару, а также небольшая стоимость эксплуатации.

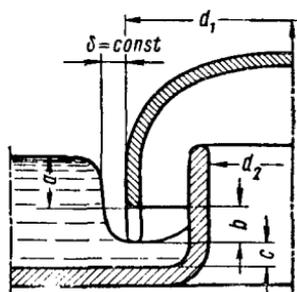
Наибольшее распространение получили тарелки с капсульными и туннельными колпачками. Устройство колпачка и схема барботажа пара через него показаны на фиг. 30 и 31. Капсульные колпачки выполняются в виде круглых капсул, прикрывающих паровые патрубки и образующих гидравлический затвор. Располагаются капсульные колпачки обычно в шахматном порядке. Туннельные колпачки (фиг. 31) выполняются в виде длинных желобов, расположенных вдоль течения жидкости.

При барботаже пара через жидкость различают три режима барботажа.

1. Пузырьковый режим. Пар пробулькивает в виде отдельных пузырьков, образующих цепочку около стенки колпачка.

2. Струйный режим. Отдельные пузырьки пара сливаются в непрерывную струю.

3. Факельный режим. Отдельные струйки пара сливаются в общий поток, имеющий вид факела. При этом наблюдается значи-

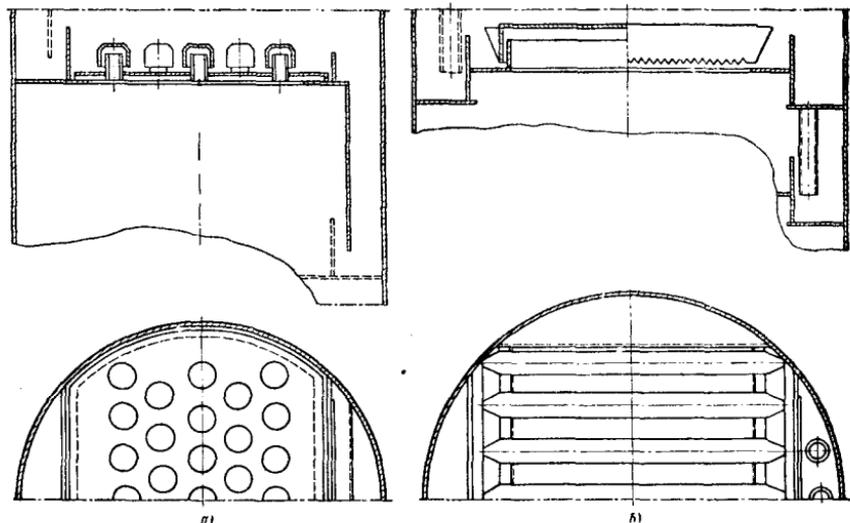


Фиг. 30. Схема устройства колпачка.

тельный захват жидкой фазы и переброс ее на вышележащую тарелку, что отрицательно сказывается на работе колонны.

Наиболее эффективным является струйный режим. С целью дробления потока пара нижняя кромка колпачка обычно выполняется в виде зубцов различной формы. Однако, как показали многочисленные эксперименты, такое выполнение нижней кромки оправдывает себя лишь при пузырьковом режиме.

В остальных случаях существенной разницы в работе колпачков с прорезью и с гладким краем не наблюдается.



Фиг. 31. Схема устройства колпачковой тарелки:  
а — капсульные колпачки; б — туннельные колпачки.

Основные размеры колпачков регламентированы нормами НИИХИММАШа [23]. По этим нормам диаметр капсульных колпачков рекомендуется принимать 50, 75, 100 и 125 мм. Длину туннельного колпачка рекомендуется принимать равной 570, 760, 810, 1092 и 1770 мм, а ширину 70 и 80 мм. Число колпачков берется таким, чтобы суммарная площадь паровых патрубков составляла 10—12% от площади свободного сечения колонны. Зазор между верхней кромкой парового патрубка и колпачком, а также разность диаметров колпачка и патрубка принимается из условия равенства скоростей пара в зазорах и в патрубке. Высота патрубков делается на 15—20 мм выше верхнего края сливного устройства.

Расстояние между колпачками выбирается так, чтобы величина неактивного слоя была минимальной. Имеется в виду слой светлой жидкости, протекающий по дну тарелки между колпачками. Этот слой жидкости не участвует активно в процессе массопередачи между паром и жидкостью. В результате многочисленных исследований барботаж воздуха через воду А. М. Шуер

установил следующие условия образования неактивного слоя: полное открытие прорезей колпачка, чрезмерная ширина коридора между соседними колпачками и увеличенный перепад уровня жидкости на тарелке  $\Delta h$ . Последнее обстоятельство, как уже отмечалось, приводит также к неравномерности барботажа. А. М. Шуер и Ф. Н. Шахов [24], ссылаясь на экспериментальные исследования, рекомендуют для определения шага между колпачками пользоваться формулой

$$t = b + S, \quad (75)$$

где  $t$  — шаг между колпачками;  
 $b$  — ширина (или диаметр) колпачка;  
 $S$  — ширина коридора между колпачками.

Ширину коридора  $S$  при нагрузке на коридор по жидкости 30—40 л/мин следует принимать равной 30 мм, а при нагрузке 50—60 л/мин  $S = 40$  мм.

Эти рекомендации даются на основании экспериментальных данных, полученных на системе вода—воздух при температуре 20°С и атмосферном давлении для туннельных колпачков длиной 2000 мм. Скорость воздуха  $\omega''$ , отнесенная к свободному сечению колонны, равнялась в опытах 0,5—0,6 м/сек.

Для того чтобы выдержать условие полного открытия прорезей, высоту прорезей следует принимать по формуле

$$H_1 = \frac{V \cdot 22,4 \cdot T \cdot 760}{\omega_{np} \cdot P \cdot 273 \cdot b \cdot n} \text{ м}, \quad (76)$$

где  $H_1$  — высота прорези;  
 $V$  — секундный расход пара в моль/сек;  
 $\omega_{np}$  — скорость истечения пара из прорези в м/сек;  
 $b$  — ширина прорези в м;  
 $n$  — общее число прорезей на всех колпачках.

Скорость истечения пара из прорези может быть определена по уравнению

$$\omega_{np} = \frac{47,5}{11,3 + \sigma} \cdot V^{0,00376(95,2 + \sigma)}, \quad (77)$$

где  $\sigma$  — поверхностное натяжение в дн/см;  
 $V$  — нагрузка по пару в л/мин.

Гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки определяется уравнением

$$h_T = h_1 + h_2, \quad (78)$$

где  $h_1$  — потеря напора при барботаже;  
 $h_2$  — сопротивление сухой тарелки.

При этом

$$h_1 = \frac{Eu \cdot \gamma'' \cdot \omega_{np}^2}{g}, \quad (79)$$

где  $Eu$  — критерий Эйлера.

Согласно работе Г. И. Микулина [26]

$$Eu \cdot Fr = \left(1 + \frac{a}{\delta}\right) \frac{\gamma'}{\gamma''}, \quad (80)$$

где  $Fr$  — критерий Фруда;

$\frac{a}{\delta}$  — отношение глубины погружения к ширине струи пара, окружающей колпак (см. фиг. 30). Последняя по опытам А. М. Шуера и Ф. Н. Шахова [24] постоянна и равна 0,012.

Отсюда при  $a > 0$  и  $b > \delta$

$$h_1 = \gamma' (a + b + ab 45 - 1) \text{ мм вод. ст.} \quad (81)$$

При малых нагрузках по пару

$$h_1 = \gamma' (a + b) \text{ мм вод. ст.} \quad (82)$$

Соппротивление сухой тарелки

$$h_2 = \zeta \cdot \frac{w_{nam}^2}{2g} \gamma'', \quad (83)$$

где  $\zeta$  — коэффициент сопротивления, зависящий от формы и размеров колпачка;  $\zeta = 2,0 \div 2,8$ ;

$w_{nam}''$  — скорость пара в патрубках.

Как было отмечено выше, область удовлетворительной работы колпачковых тарелок при разных расходах жидкости и пара ограничивается тем, что с увеличением градиента уровня жидкости на тарелке барботаж становится неравномерным.

За последние годы в промышленности все большее распространение получает новый тип колпачковых тарелок, в которых в значительной мере устранен этот недостаток. Называются эти тарелки либо S-образными, либо по названию фирмы, впервые применившей их, «Юнифлакс» (Uniflux).

S-образные тарелки нашли себе применение в нефтяной и химической промышленности США. Эти тарелки (фиг. 32) собираются из стандартных S-образных элементов с трапецевидными прорезями на одной из вертикальных сторон. Элементы соединяются при помощи концевых и промежуточных пластин.

Жидкость перетекает с тарелки на тарелку через сливные сегменты. Контактные элементы расположены поперек потока жидкости. Таким образом, пар выходит через прорези в направлении движения жидкости. Это понижает сопротивление движению жидкости. Тем самым устраняется градиент уровня, что, в свою очередь, обеспечивает равномерный барботаж по всей площади тарелки. Конструкция исключает возможность рециркуляции жидкости и обхода зоны контакта.

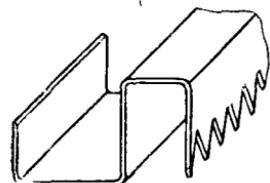
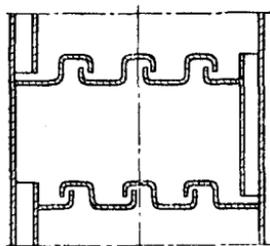
Площадь прорезей составляет 12—14% живого сечения колонны. Площадь паровых патрубков в 2—4 раза больше, чем

в обычных колпачковых тарелках. Как следствие, меньше гидравлическое сопротивление контактных элементов.

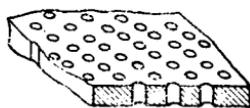
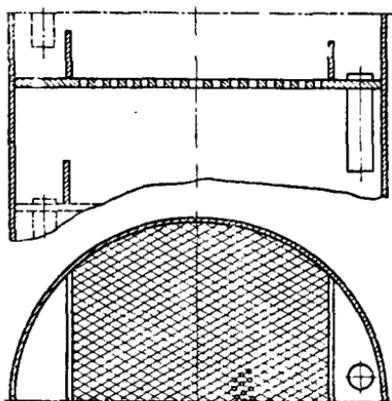
Поскольку на каждой тарелке находится небольшое количество жидкости и конструкция элементов жесткая, можно применять тонкий металл без промежуточной опорной конструкции для аппаратов с диаметром колонны до 3 м.

Если S-образных элементов на тарелке более семи, то в промежутке между тарелками (через одну тарелку) включается съемная секция для чистки и ревизии колонны.

Стоимость S-образной тарелки при изготовлении ее из легированной стали составляет 60% от стоимости обычной колпачковой тарелки.



Фиг. 32. Схема устройства тарелки типа «Юнифлак».



Фиг. 33. Схема устройства ситчатых тарелок.

Эффективность тарелки с S-образными элементами примерно такая же, как у колпачковой тарелки. Сечения колонн равной производительности также имеют один и тот же порядок для S-образных и колпачковых контактных элементов.

**Ситчатые тарелки** (фиг. 33) завоевали популярность в последние годы. Прежде необоснованно считали, что они не могут работать при скоростях пара несколько меньших, чем расчетные; существовало мнение, что вообще пределы их устойчивой работы очень узки.

Ситчатые тарелки выполняются в виде плоского листа, перфорированного круглыми отверстиями. Диаметр отверстий  $d=0,8 \div 8$  мм. Наиболее распространенными являются тарелки с отверстиями диаметром 5 мм.

Отверстия в тарелках — сверленные или штампованные. Тарелки из штампованных сит дешевле, но они не могут иметь тол-

щину большую, чем диаметр отверстий (для легированных сталей толщина листа не более  $\frac{2}{3}$  диаметра отверстий).

Ситчатые тарелки оборудуются обычными переливными устройствами. Следствием этого является наличие градиента уровня жидкости по направлению ее движения и неравномерность барботажа. При небольших диаметрах аппаратов неравномерность барботажа может быть вызвана также перекосом колонны.

В качестве средства борьбы с неравномерностью за счет градиента уровня жидкости Л. С. Аксельрод [27] рекомендует деление тарелок на секции с автономным переливом. Применение многозаходных кольцевых тарелок дает возможность несколько увеличить их пропускную способность.

Установка второго слива и применение многозаходных тарелок оправдывается при диаметре колонны больше 1,5 м. Конструктивно многозаходные тарелки отличаются от обычных наличием радиальных вертикальных перегородок.

Область устойчивой работы при малых скоростях пара может быть расширена за счет прикрытия части отверстий. Для этого снизу привариваются точечной сваркой полосы. Если имеются тарелки на большую производительность, то применяя указанный способ, их можно использовать для работы с малыми скоростями пара.

Ситчатые тарелки чувствительны к засорению осадками и к закоксованию. Унос с тарелок сравнительно небольшой благодаря образованию ячеистой пены. Замена колпачковых тарелок на ситчатые в ряде случаев позволила увеличить производительность колонн. Есть указания, что ситчатые тарелки допускают изменение нагрузок в 2—2,8 раза [27] и превосходят колпачковые по эффективности.

Сопrotивление ситчатых тарелок меньше, чем колпачковых при тех же нагрузках, стоимость их составляет 60—70% стоимости колпачковых тарелок [28].

Весьма важно знать минимальную скорость пара, при которой не происходит провала жидкости через отверстия в тарелке.

Минимальная скорость пара определяется по формуле

$$w_{\min}^* = 0,67 \sqrt{\frac{h_{cm}}{0,093\gamma''}}, \quad (84)$$

где  $h_{cm}$  — статическое давление столба жидкости на тарелке.

Для ситчатых тарелок

$$h_{cm} \approx (0,85h_c + 0,47 \cdot h_1) \kappa\Gamma/\text{м}^2, \quad (85)$$

где  $h_c$  — высота сливной перегородки;

$h_1$  — высота слоя небарботируемой жидкости у сливной перегородки;

$$h_1 = \sqrt[3]{\left(\frac{L}{b \cdot m}\right)^2} \text{ м}. \quad (86)$$

Коэффициент расхода  $m$  имеет следующие значения: при  $\frac{L}{b} \leq 5$   $m^3/м \cdot ч$   $m=6400$ , при  $\frac{L}{b} \geq 10$   $m^3/м \cdot ч$   $m=10\ 000$ .

Действительная скорость пара в отверстии должна превышать наименьшую:

$$\omega_{отв}'' \geq \omega_{min}''$$

Гидравлическое сопротивление ситчатых тарелок можно подсчитать по уравнению, рекомендуемому И. П. Усюкиным и Л. С. Аксельродом, [29]

$$h_m = h_{cm} + h_g + h_{\sigma} \text{ кг/м}^2. \quad (87)$$

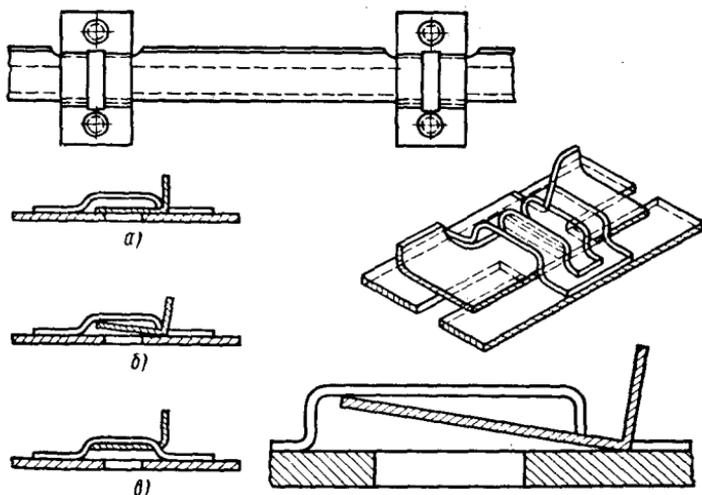
Динамическое сопротивление сухой тарелки

$$h_g = 1,83 \frac{\omega_{отв}''^2}{2g} \gamma'' \text{ кг/м}^2.$$

Сопротивление поверхностного натяжения жидкости

$$h_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_0} \text{ кг/м}^2, \quad (88)$$

где  $\sigma$  — поверхностное натяжение в  $\text{кг/м}$ ;  $d_0$  — диаметр отверстия сита в  $м$ .



Фиг. 34. Схема тарелки с плавающими клапанами: а — положение клапана при малой подаче газа; б — при средней подаче газа; в — при большой подаче газа.

Клапанные тарелки (фиг. 34) занимают среднее положение между колпачковыми и ситчатыми.

Тарелки с поплавковыми клапанами могут быть рекомендованы для установок с большими колебаниями нагрузок. Прорези

тарелки имеют прямоугольную форму. В нерабочем состоянии они прикрыты Г-образными клапанами. При малой подаче пара (до 40% нагрузки) клапан поворачивается и приоткрывает отверстие для прохода пара. С увеличением подачи пара (40—70% нагрузки) клапан отжимается паром от отверстия и его утяжеленная сторона принимает горизонтальное положение, упираясь в поддерживающее устройство. С этого момента тарелка работает как обыкновенная ситчатая, если не считать того, что пар выходит из-под клапанов в горизонтальном направлении.

Сначала в работу включаются ряды клапанов у сливной перегородки, затем, с ростом нагрузки, последовательно открываются следующие ряды клапанов и барботаж распространяется по всей поверхности тарелок. Щели переменной сечения между клапанами и тарелкой являются распределителями пара. Пар совершает меньше поворотов, чем в колпачках, поэтому клапанные тарелки имеют меньшее гидравлическое сопротивление. Образующийся на тарелке сплошной слой пены сокращает унос. Клапанные устройства имеют небольшую высоту, и сопротивление прохождению жидкости по тарелке невелико. При нагрузках, превышающих 20% от проектной, градиент уровня жидкости отсутствует. После перерыва в работе процесс в колонне восстанавливается при минимальной регулировке.

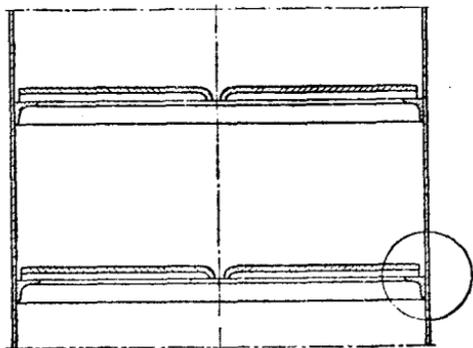
Тарелка со свободными дисковыми клапанами по конструктивному оформлению близка к тарелке с поплавковыми клапанами. Отверстия прикрываются круглыми клапанами диаметром 50 мм. Поток пара поднимает клапаны, и они перемещаются по направляющим крестовинам до упора. Вес клапанов от ряда к ряду изменяется. Самые легкие из них поднимаются при скорости пара 20—30% проектной скорости, тяжелые — при 50—70% проектной скорости. Таким образом, можно работать в широком диапазоне нагрузок. Клапаны — низкие и создают небольшое сопротивление движению жидкости по тарелке.

При барботаже воздуха через воду в колонне с расстоянием между тарелками 450 мм получен перепад давления 65—90 мм на тарелку. Такое малое сопротивление дает возможность уменьшить сечение переливного устройства. Стоимость тарелок со свободными дисковыми клапанами приблизительно равна стоимости колпачковых. Усовершенствование технологии изготовления таких тарелок приведет, по-видимому, к снижению их стоимости.

Недостатком клапанных тарелок является наличие подвижных элементов, создающих опасность выхода колонны из строя в результате коксования, выпадения осадков, коррозии.

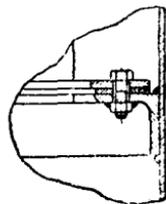
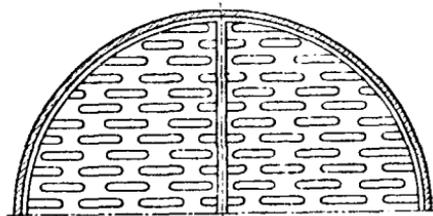
**Каскадные тарелки Вентури** собираются из отдельных листов, выгнутых так, чтобы направлять поток пара горизонтально. Каналы для прохода пара имеют профиль сечения трубы Вентури, что способствует максимальному использованию энергии пара и снижает гидравлическое сопротивление. Потоки пара и жидкости направлены в одну сторону, что обеспечивает хорошее переме-

шивание и контакт фаз. В верхней части тарелки под небольшим углом к вертикали устанавливаются перфорированные перегородки, которые способствуют выравниванию слоя жидкости (пены). Градиент уровня жидкости отсутствует, скорость пара по всей площади тарелки равномерна. Это дает возможность работать на больших скоростях пара с соответственным уменьшением диаметра колонны. В сравнении с колпачковыми колоннами скорость пара может быть увеличена более чем вдвое. Конструкция гибкая, не допускает провала жидкости и снижения за счет этого эффективности. Небольшая удерживающая способность (30—40% по сравнению с колпачковой тарелкой) является ценным качеством при переработке чувствительных к нагреву жидкостей. Расстояние между тарелками выбирается в пределах 450—900 мм. Каскадные тарелки успешно применяются в установках, где необходимо обеспечить высокие скорости пара и жидкости.



### КОЛОННЫ ПОЛНОГО СМЕШЕНИЯ

Колонны полного смешения отличаются от колонн перекрестного тока в основном отсутствием переливных устройств для жидкости. Жидкость сливается на нижележащие тарелки через те же отверстия, по которым поднимается пар, или через отверстия, расположенные рядом с последними. Вследствие этого тарелки полного смешения получили название провальных. В зависимости от конструкции различают решетчатые и волнистые тарелки.



Фиг. 35. Схема устройства провальных тарелок.

**Решетчатые тарелки** (фиг. 35) изготавливаются из штампованных листов с прямоугольными прорезями или набираются из полос. Необходимость опорной конструкции определяется толщиной металла и диаметром колонны. Ширина щелей выбирается в зависимости от производительности и допустимой потери давления. Необходимо учитывать также возможность коррозии и загрязнения.

Большая ширина щелей способствует увеличению производительности в ущерб эффективности тарелки. М. Э. Аэров и Т. А. Быстрова [30] рекомендуют ширину щелей 3—4 мм при площади сечения отверстий 18—20% от живого сечения колонны. Для непенящихся жидкостей площадь сечения отверстий может быть увеличена до 30%.

И. Н. Кузьминых [30] указывает, что тарелки с круглыми отверстиями могут быть сконструированы для скоростей пара в свободном сечении от 0,5 до 3 м/сек на любую плотность орошения от 0,2 до 100 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>2</sup> сечения в час. Рекомендуемый диаметр отверстий 6—8 мм. Изменение нагрузки по пару и жидкости в 2 раза ( $\pm 1/3$  средней величины) не вызывает затруднений при эксплуатации.

Расстояние между тарелками обычно 300—450 мм. Сравнение колпачковых и решетчатых тарелок в одинаковых условиях показывает, что последние работают лучше при максимальных нагрузках. Эффективность решетчатой тарелки непрерывно возрастает с увеличением производительности, вплоть до захлебывания, в то время как эффективность колпачковой тарелки уменьшается при производительности выше 75% нагрузки захлебывания. В целом эффективность решетчатой тарелки несколько ниже, чем колпачковой, поскольку отсутствует поперечный поток жидкости на тарелке и соответственно снижается средняя движущая сила массообмена. Однако решетчатые тарелки можно устанавливать на расстоянии 300 мм друг от друга и даже ближе, поэтому достигается более высокая эффективность в пересчете на единицу высоты аппарата.

В каждый момент времени через какую-то часть отверстий проходит пар и через другую часть стекает жидкость. Зоны провала жидкости и прохода пара неустойчивы. Высота слоя жидкости на тарелке возрастает с ростом скорости пара.

Решетчатые тарелки обладают сравнительно узкими пределами устойчивой работы, так как необходимо поддерживать слой жидкости потоком пара. Эти пределы могут быть расширены покрытием части прорезей решетки при малых скоростях пара.

В отличие от колпачковых тарелок путь пара в решетчатых тарелках прямой, что ведет к снижению гидравлического сопротивления. Гидравлическое сопротивление решетчатых щелевых тарелок рекомендуется [32] подсчитывать по формуле

$$h_m = \frac{\zeta}{1-\beta} \cdot \frac{\gamma''}{2g} \cdot \frac{w_{ш}''^2}{(1-\tau)^3} + \frac{2\sigma}{\delta(1-\beta)}, \quad (89)$$

$\zeta$  — коэффициент сопротивления сухой решетки;

$\beta = \frac{h_3}{\gamma' \cdot h}$  — отношение средней высоты столба парожидкостной смеси в зоне барботажа  $h_3$  к статическому давлению над щелью в месте стекания жидкости  $\gamma' \cdot h$ ;

$\sigma$  — поверхностное натяжение в кГ/м;

$\delta$  — ширина щели в  $m$ ;  
 $w_{щ}''$  — скорость пара, отнесенная к площади щелей тарелки;  
 $\tau$  — доля живого сечения щелей тарелки, через которые стекает жидкость;

$$\tau = \frac{Z}{1+Z}, \quad (90)$$

где

$$Z = \sqrt[3]{\Phi^2 \frac{\gamma''}{\gamma'} \frac{\beta}{\zeta \cdot \mu^2}}$$

( $\Phi$  — доля флегмы;  $\mu$  — коэффициент расхода).

Л. С. Аксельрод рекомендует принимать следующие значения коэффициента сопротивления сухой решетки  $\zeta$  в зависимости от площади ее свободного сечения:

$\zeta$ в %	8	10	12	14	16	18	20	22	24	26	28	30
$\tau$	2	1,8	1,65	1,55	1,5	1,4	1,3	1,25	1,15	1,1	1,05	1

Коэффициент расхода  $\mu$  может быть принят равным 0,6—0,62. Величина  $\beta$  находится в пределах от 0,5 до 0,7.

Сопротивление решетчатых тарелок с круглыми отверстиями определяется по формуле

$$h_m = \frac{\zeta}{1-\beta} \cdot \frac{\gamma'' w_{отв}''^2}{2g(1-\tau)^3} + \frac{4\sigma}{d_0(1-\beta)}, \quad (91)$$

где  $w_{отв}''$  — скорость пара в отверстиях в  $m/сек$ ;

$d_0$  — диаметр отверстия в  $m$ ;

**Волнистые тарелки** изготавливаются штамповкой из перфорированных листов толщиной 2,5—3 мм в виде синусоидальных волн.

Жесткость конструкции позволяет использовать тонкий металл. Направление волн на соседних тарелках перпендикулярное. Глубина волн выбирается в зависимости от перерабатываемой жидкости. Тарелки удовлетворительно работают в широком диапазоне нагрузок. Высота слоя пены и сопротивление тарелки меняются с нагрузкой более значительно, чем в ситчатых тарелках с организованным переливом. За счет большей турбулизации жидкости эффективность волнистой тарелки выше, а опасность засорения меньше, чем для плоской тарелки. При том же гидравлическом сопротивлении колонна с волнистыми тарелками имеет сечение вдвое меньше, чем колпачковая.

Тарелки большого диаметра собираются из нескольких секций, которые вводятся внутрь колонны через люк диаметром 450 мм и соединяются болтами. Для чистых жидкостей рекомендуется диаметр отверстий 3,2 мм, для жидкостей с твердыми частицами — до 9,5 мм. Общая площадь отверстий составляет 15—30% живого сечения колонны.

Размеры волн увеличивают с увеличением расчетной нагрузки по жидкости. Отношение высоты волны к ее длине выбирается в пределах от 0,2 до 0,4. Тарелки в колонне располагаются на расстоянии 400—600 мм друг от друга.

**Тарелка конструкции Киттеля** занимает промежуточное положение между тарелками перекрестного тока и тарелками полного смещения.

Тарелка Киттеля — это решетчатая тарелка, собранная из треугольных элементов (длина стороны элемента 500 мм), в которых отверстия ромбовидной формы выштампованы таким образом, что пар выходит не вертикально, а под некоторым углом. Таким образом, его энергия используется для продвижения жидкости по тарелке и перемешивания. Время пребывания жидкости на тарелке несколько возрастает по сравнению с обычными провальными конструкциями. За счет организованного поперечного тока увеличивается движущая сила массообмена.

Тарелки собираются парами, причем отверстия выполнены так, что жидкость на верхней тарелке движется от центра к периферии, а на нижней — от периферии к центру тарелки. В центре нижней тарелки жидкость скапливается и перетекает на нижележащую секцию. Расстояние между верхней и нижней тарелкой 200 мм, между соседними парами тарелок — 400 мм.

Замена колпачковых тарелок на тарелки Киттеля позволила увеличить производительность в 2—3 раза [33].

При работе под вакуумом сопротивление тарелок Киттеля на 30—50% меньше, чем колпачковых. Стоимость тарелок Киттеля составляет 65—75% стоимости колпачковых тарелок.

### ПРОТИВОТОЧНЫЕ КОЛОННЫ

В зависимости от рода насадки различают противоточные колонны с регулярной насадкой и с насадкой навалом. В качестве регулярной насадки используются либо пакеты вертикальных трубок диаметром 20—50 мм, либо пакеты плоских листов. Из насадок навалом в промышленных колоннах применяются кольца Рашига, седла Берля и кольца Палля (фиг. 36). Иногда кольца укладываются в виде регулярной насадки. Изготавливаются кольца из керамики или из металла, седла — только из керамики. Наибольшее распространение получили кольца Рашига.

Характеристика наиболее употребительных насадок дана в табл. 3 [34].

Для нормальной работы насадки весьма важно, чтобы она равномерно смачивалась стекающей жидкостью.

Последнее достигается лишь при определенном соотношении между количеством стекающей по насадке жидкости и скоростью паров, идущих противотоком.

При недостаточном орошении часть поверхности насадки оказывается сухой и не используется, что приводит к сокращению

**Характеристика наиболее употребительных насадок**  
(размеры даны в мм)

Тип и размер насадки	Удельная поверхность в $\text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем в $\text{м}^3/\text{м}^3$	Объемный вес в $\text{кг}/\text{м}^3$	Тип и размер насадки	Удельная поверхность в $\text{м}^2/\text{м}^3$	Свободный объем в $\text{м}^3/\text{м}^3$	Объемный вес в $\text{кг}/\text{м}^3$
<b>I. Правильно уложенная насадка</b>				<b>Стальные кольца Рашига:</b>			
Керамиковые кольца Рашига:				8×8×0,3	630	0,9	750
50×50×5	110	0,74	650	10×10×0,5	500	0,88	960
80×80×8	80	0,72	670	15×15×0,5	350	0,9	660
100×100×10	60	0,72	670	25×25×0,8	220	0,9	640
				50×50×1,0	110	0,9	430
Кольца с перегородками:				<b>Керамиковые кольца Палля:</b>			
75×75	135	0,44	1250	25×25×3	220	0,74	610
100×100	105	0,58	940	35×35×4	165	0,76	540
150×150	65	0,52	1070	50×50×5	120	0,78	520
				60×60×6	96	0,79	520
<b>II. Беспорядочно засыпанная насадка</b>				<b>Стальные кольца Палля:</b>			
Керамиковые кольца Рашига:				15×15×0,4	380	0,9	525
10×10×1,5	440	0,70	700	25×25×0,6	170	0,9	455
15×15×2	330	0,71	690	50×50×1,0	108	0,9	415
25×25×3	200	0,74	530	<b>Седла Берля из керамики:</b>			
35×35×4	140	0,77	530	12,5	460	0,68	720
50×50×5	90	0,79	520	25	260	0,69	670
				35	165	0,7	670

межфазного контакта. При избыточном орошении зазоры между насадочными телами заполняются жидкостью, что приводит также к выключению части поверхности контакта.

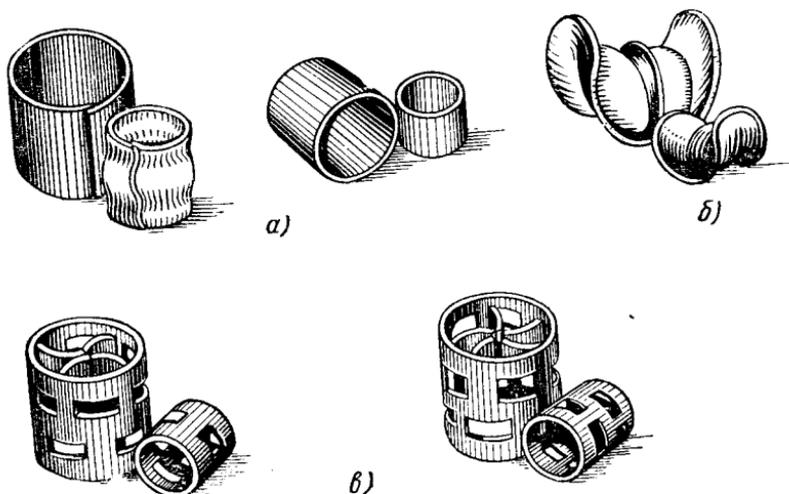
Нижний предел орошения можно определить по методу, предложенному проф. Н. М. Жаворонковым. Согласно этому методу рассчитывают теоретически количество жидкости, удерживаемое насадкой, и результат сравнивают с полученной экспериментально для воды величиной (фиг. 37).

При этом весь расчет ведется на наиболее тяжелые условия растекания жидкости при нулевом расходе пара.

Если вычисленное количество жидкости окажется меньше экспериментальной величины для воды, то орошение надо увеличить или принять другой вид насадки. Количество жидкости, удерживаемой 1  $\text{м}^3$  насадки, определяют, допуская, что жидкость равномерно распределена по всей поверхности. При этом величина

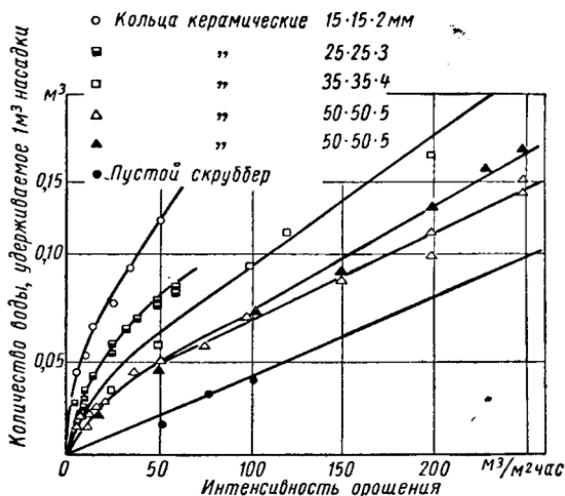
поверхности насадки умножается на толщину пленки жидкости  $\delta$ , определяемую при отсутствии движения пара по уравнению

$$\delta = 1,82 \sqrt[3]{\frac{Q \cdot \mu'}{2g \cdot \sin \alpha \cdot \gamma'^2 S}} \text{ см}, \quad (92)$$



Фиг. 36. Насадочные тела:

а — кольца Рашига; б — седла Берля; в — кольца Палля.



Фиг. 37. Зависимость количества воды, удерживаемой насадкой из керамических колец, от интенсивности орошения.

где  $Q$  — удельное орошение в  $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{сек}$ ;

$\mu'$  — вязкость жидкости в  $\text{пз}$ ;

$\alpha$  — угол наклона поверхности насадки к горизонту;

$g$  — ускорение силы тяжести в  $см/сек^2$ ;  
 $\gamma'$  — удельный вес жидкости в  $г/см^3$ ;  
 $S$  — смоченный периметр насадки в  $см$  ( $S = 100 \cdot f$ );  
 $f$  — удельная поверхность насадки  $м^2/м^3$ .

Используя этот метод, Н. Н. Егоров пришел к выводу, что для большинства насадок минимальное орошение на единицу сечения насадки составляет  $10-12 м^3/м^2 \cdot ч$ , и предложил определять эту величину по уравнению

$$q_{\min} = 0,12f м^3/м^2 \cdot ч. \quad (93)$$

Обычно этот предел значительно ниже оптимального уровня орошения.

Выбор верхнего предела орошения принимается из условий так называемого захлебывания.

Явление захлебывания заключается в прекращении свободного стока жидкости и заполнении жидкостью всего объема насадки. Это явление объясняется тем, что при достижении определенной скорости пара направленная вверх сила трения между жидкостью и паром становится равной по величине силе тяжести.

Исследования А. Н. Плановского и В. В. Кафарова показали, что режимы, близкие к захлебыванию, являются оптимальными. Этим режимам соответствует максимальная нагрузка насадочных аппаратов.

А. М. Розен [35] предлагает определять максимальную (предельную) нагрузку по теоретическому уравнению П. Л. Капицы [36] в соответствии с данными работы Н. М. Жаворонкова и В. А. Малюсова [37].

При этом предлагается определять критическую скорость пара, отнесенную к полному сечению колонны из уравнения

$$\lg \frac{w_{кр}^2}{2g \cdot d_3 F_c^2} \cdot \frac{\gamma''}{\gamma'} \cdot \left( \frac{\mu'}{\mu_{H_2O}} \right)^n = A - B \left( \Phi^{\frac{1}{4}} \right) \left( \frac{\gamma''}{\gamma'} \right)^{\frac{1}{8}}, \quad (94)$$

где  $w_{кр}$  — фиктивная скорость пара, отнесенная к полному сечению колонны, в  $м/сек$ ;

$F_c$  — свободное сечение насадки;

$d_3$  — эквивалентный диаметр;

$$d_3 = \frac{4F_c}{f}, \quad (95)$$

$f$  — удельная поверхность в  $м^2/м^3$ ;

$\gamma'$  и  $\gamma'_{H_2O}$  — соответственно плотность жидкости и воды;

$\mu'$  и  $\mu'_{H_2O}$  — соответственно вязкость жидкости и воды;

$\Phi$  — доля флегмы;

$A$ ,  $B$  и  $n$  — эмпирические коэффициенты (см. табл. 4).

Таблица 4

Тип контактного устройства	$n$	$A$	$B$
Трубки, плоские каналы, параллельные листы . . . . .	0	-0,18	1,1
Беспорядочно загруженная насадка	0,16	-0,975	1,75

Гидравлическое сопротивление сухой насадки может быть определено по уравнению

$$h_c = \lambda \frac{l}{d_3} \cdot \frac{w''^2 \gamma''}{2g} \text{ кг/м}^2, \quad (96)$$

где  $\lambda$  — коэффициент сопротивления;

$l$  — высота насадки в м;

$d_3$  — эквивалентный диаметр насадки;

$w''$  — фиктивная скорость пара, отнесенная к полному сечению колонны.

Коэффициент сопротивления может быть определен для некоторых насадок по уравнениям, приведенным в табл. 5 [35].

Таблица 5

Коэффициент сопротивления  $\lambda$  некоторых насадок

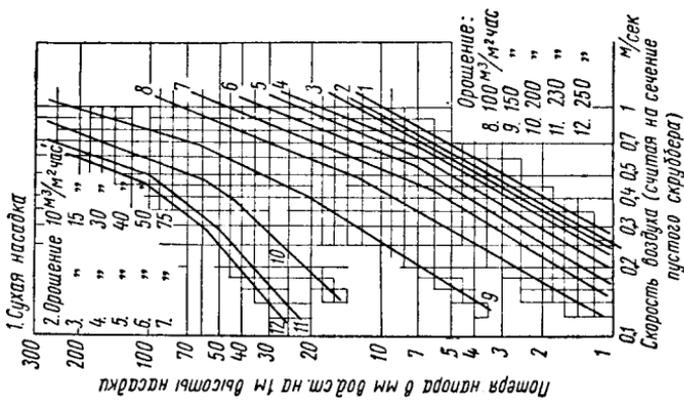
Тип насадки	Коэффициент сопротивления	
	Ламинарный режим	Турбулентный режим
Трубки	$\lambda = \frac{64}{Re''} \quad (Re'' < 2000)$	$\lambda = 0,023 Re''^{-0,2}$
Плоские каналы, параллельные листы	$\lambda = \frac{96}{Re''} \quad (Re'' > 560)$ $\lambda = \frac{16,5}{Re''^{0,55}} \quad (Re'' < 2500)$	$\lambda = \frac{0,5}{Re''^{0,26}}$
Пакетная насадка	$\lambda = \frac{6,6}{Re''^{0,55}} \quad (400 < Re'' < 6000)$	—
Беспорядочно загруженная насадка	$\lambda = \frac{140}{Re''} \quad (Re'' < 40)$	$\lambda = \frac{16}{Re''^{0,2}}$

Сопротивление смоченной насадки при оптимальной скорости пара может быть найдено по формуле [15]

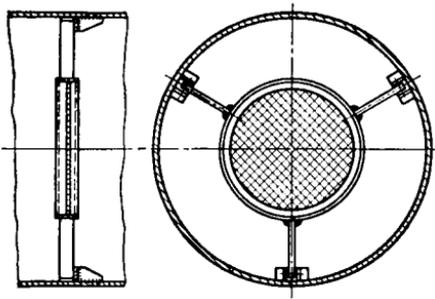
$$h_{cм} = h_c \left[ 1 + 8,4 \cdot \Phi^{0,4} \left( \frac{\gamma''}{\gamma'} \right)^{0,23} \right]. \quad (97)$$

При определении сопротивления смоченной насадки из колец Рашига удобно использовать также экспериментальные данные Н. М. Жаворонкова [38], представленные в виде графиков (фиг. 38—41).

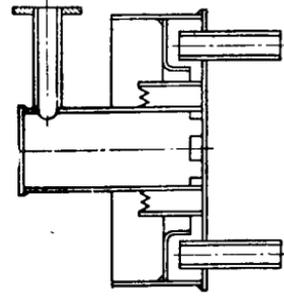




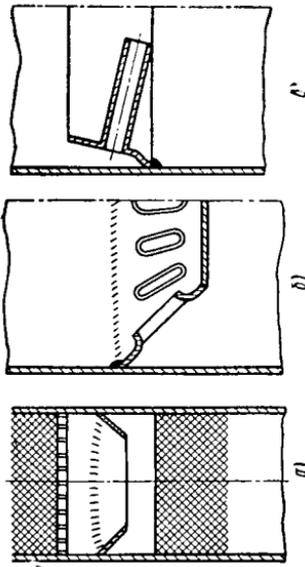
Фиг. 41. Сопреживание насадки из керамических колец Рашига размером  $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$  в зависимости от скорости воздуха и плотности орошения.



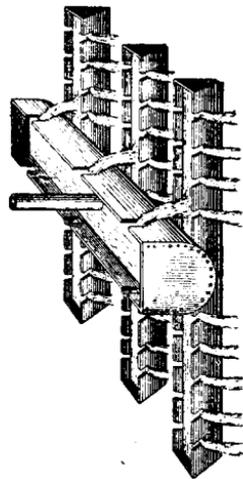
Фиг. 43. Распределительная плата.



Фиг. 45. Оросительный паук.



Фиг. 42. Устройства для распределения жидкости.



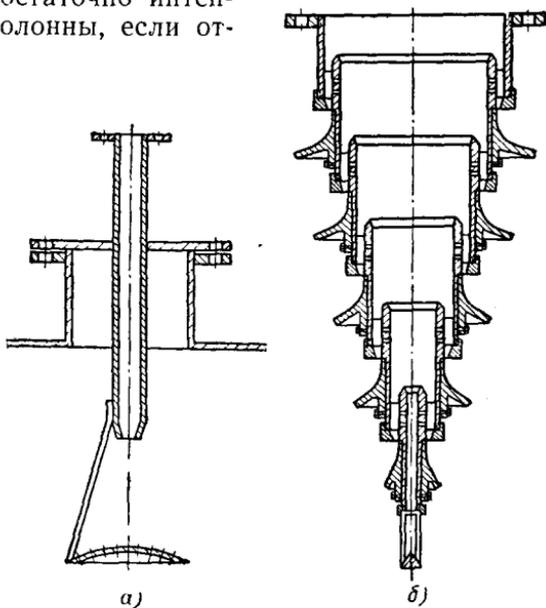
Фиг. 44. Распределительные желоба.

Проектируя насадочную колонну, важно учесть явление растяжения орошающей жидкости к стенкам аппарата. Это явление обычно возникает при недостаточно интенсивных режимах работы колонны, если отношение высоты слоя насадки  $l$  к диаметру колонны  $D$  больше чем единица. Чтобы обеспечить равномерность орошения, насадку делят на ряд секций по высоте колонны, помещая между этими секциями распределительные конусы (фиг. 42). Распределительные конусы устанавливают обычно на расстоянии  $(1,2 \div 2)D$ . Если режим работы колонны близок к захлебыванию, жидкость более равномерно распределяется по сечению колонны и не требуется устанавливать перераспределители жидкости.

Для обеспечения равномерного распределения подаваемой на колонну жидкости в верхней части колонны устанавливают специальные оросители. Все оросители можно разбить на следующие две группы:

1) оросители, работающие по принципу водослива и не требующие напора жидкости (распределительные плиты, распределительные желоба, пауки и т. д.) (фиг. 43, 44, 45);

2) оросители напорного типа (дефлекторные, центробежные, форсуночные и т. д.) (фиг. 46).



Фиг. 46. Дефлекторные оросители:  
*a* — с одним отражателем; *b* — с несколькими отражателями.

### ГЛАВА III

## РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

### ОСНОВНЫЕ РАЗМЕРЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Основными размерами ректификационной колонны являются ее диаметр  $D$  и высота  $H$ .

Эти величины взаимосвязаны, поскольку обе они зависят от скорости пара в свободном сечении колонны. Диаметр колонны однозначно определяется скоростью и количеством поднимающегося по колонне пара:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{сек}}{\omega'' \cdot \pi}} \text{ м}, \quad (98)$$

где  $\omega''$  — скорость пара, отнесенная к полному сечению колонны, в  $\text{м/сек}$ ;

$V_{сек}$  — секундный объем поднимающегося пара в  $\text{м}^3/\text{сек}$ ;

$$V_{сек} = \frac{V \cdot 22,4 (273 + t) \cdot 760}{3600 \cdot 273 \cdot P}, \quad (99)$$

где  $V$  — количество поднимающегося по колонне пара в  $\text{моль/ч}$ ;

$t$  — средняя температура пара в  $^{\circ}\text{C}$ ;

$P$  — среднее давление в колонне в  $\text{мм рт. ст.}$

Поскольку ректификация есть результат многократно повторяющихся процессов испарения и конденсации, вся колонна по высоте обычно делится на ряд последовательно расположенных контактных устройств. Как правило, эти контактные устройства в данной колонне имеют одинаковую конструкцию и размеры.

В тарелочной колонне таким контактным устройством является тарелка с частью царги колонны. В насадочной колонне — это секция колонны, заполненная на определенную высоту насадкой. Высотой контактного устройства обычно задаются из соображений его эффективности или из конструктивных соображений.

В тарелочных аппаратах расстояние между тарелками регламентируется переносом жидкости с нижележащей на вышележащую тарелку потоком пара. Необходимо учитывать также возмож-

ность сборки и разборки тарелок при монтаже и ремонте колонн. Обычно  $h$  лежит в пределах 150—1000 мм.

Если известна высота контактного устройства, то задача определения высоты колонны сводится к определению числа таких устройств  $n_d$ , так как

$$H = h \cdot n_d. \quad (100)$$

Первой попыткой расчета числа контактных устройств явился метод, предложенный Сорелем в 1893 г.

В основу своего расчета Сорель положил следующие допущения:

- а) в любом контактном устройстве жидкость полностью перемешана и имеет определенный состав;
- б) пары, покидающие жидкость, находятся в равновесии с последней.

Позднее контактные устройства, работающие по этой схеме, были названы «теоретическими», или «идеальными» тарелками. Так же называют и гипотетическую колонну, состоящую из идеальных тарелок.

В своих расчетах Сорель исходил из материального и теплового баланса для тарелки. Расчет велся от тарелки, на которую подается питание, и далее последовательно от тарелки к тарелке. Сорель установил влияние флегмового режима и расхода тепла, подводимого в куб колонны, на распределение разделяемых компонентов по высоте «идеальной» колонны.

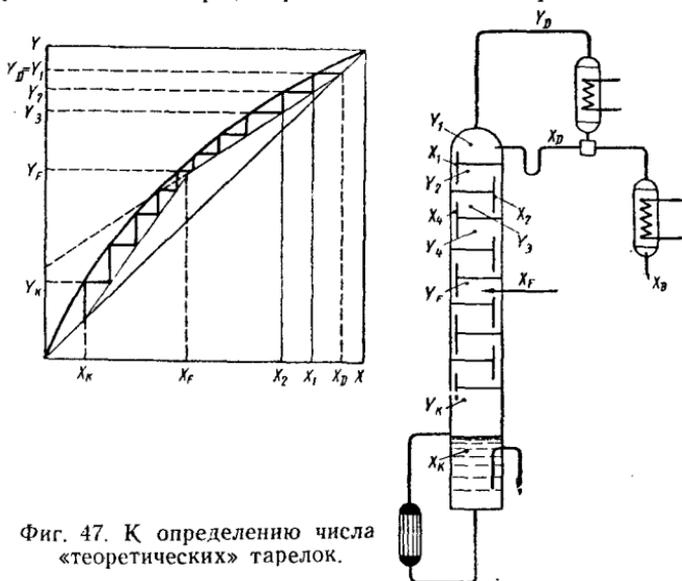
Метод расчета числа «теоретических» тарелок по Сорелю из-за своей громоздкости оказался мало пригодным для практического использования. Был разработан ряд других, более простых методов определения числа «теоретических» тарелок «идеальной» колонны.

Авторы всех этих методов исходили из уравнений материального и теплового баланса, предложенных в свое время Сорелем. Наибольшее распространение из указанных методов, в силу своей простоты, получил метод Мак-Кеба—Тилле [39]. С целью упрощения метода Сореля авторы работы [39] ввели следующие допущения:

- 1) разделяемая смесь подчиняется правилу Трутона;
- 2) теплота смешения компонентов равна нулю;
- 3) колонна работает без потерь в окружающую среду;
- 4) жидкость на тарелке полностью перемешана; стекающая с тарелки жидкость имеет тот же состав, что и жидкость на тарелке;
- 5) пары, покидающие жидкость, находятся с ней в термодинамическом равновесии.

На основе этих допущений был предложен довольно простой графический метод определения числа «теоретических» тарелок путем построения ступенек между кривой равновесия и рабочей линией в  $Y-X$ -диаграмме.

Согласно этому методу на диаграмму равновесия наносится рабочая линия (фиг. 47). Точка пересечения этой линии с диагональю диаграммы характеризует собой состояние пара, уходящего из колонны с верхней тарелки. Таким образом, пар, уходящий из колонны, будет иметь концентрацию  $Y_1$ . Состав жидкости на этой тарелке (в соответствии с допущением о равновесии) определится точкой пересечения ординаты  $Y_1$  с линией равновесия и равен  $X_1$ . Состав стекающей с верхней тарелки жидкости  $X_1$  и состав пара, приходящего на верхнюю тарелку  $Y_2$ .



Фиг. 47. К определению числа «теоретических» тарелок.

связаны уравнением рабочей линии. Точка пересечения абсциссы  $X_1$  с рабочей линией соответствует составу  $Y_2$ .

Повторяя далее это построение, последовательно определим  $Y_3$ ,  $Y_4$  и т. д. Очевидно, что число построенных таким образом ступеней концентрации будет равно числу «теоретических» тарелок  $n_T$  в гипотетической колонне, работающей по схеме Сореля. Число реальных тарелок  $n_D$ , определяется по формуле

$$n_D = \frac{n_T}{\eta_k}, \quad (101)$$

где  $\eta_k$  — поправочный коэффициент, который обычно называют коэффициентом полезного действия колонны.

Высота колонны  $H$  может быть определена далее по формуле (100).

В случае колонны с непрерывным изменением концентрации для определения высоты колонны используется понятие «высоты, эквивалентной теоретической тарелки» (ВЭТТ). При этом

$$H = n_T \times (\text{ВЭТТ}). \quad (102)$$

На величину  $\eta_k$  и (ВЭТТ) влияют такие факторы, как скорость паров по колонне, унос жидкости паром, концентрация, количество орошения, конструкция тарелок, физические свойства разделяемых продуктов, взаимное направление потоков жидкости и пара и т. д. Многие исследователи пытались выделить факторы, имеющие решающее значение, и в зависимости от них определять эти коэффициенты. Например, к таким факторам относили молярную вязкость и относительную летучесть компонентов, изменение уровня жидкости по длине тарелки и др. Однако до настоящего времени надежных зависимостей для определения этих коэффициентов не удалось получить.

Упрощенная схема «идеальной» колонны может быть использована для качественного анализа влияния ряда факторов на конечные результаты ректификации. Поскольку высота колонны пропорциональна числу ступеней концентрации, эта схема позволяет, например, выявить влияние флегмового режима на капитальные и эксплуатационные затраты. В самом деле, рассмотрим показатели процесса, на которые влияет значение  $\Phi$ . При заданной производительности и пределах разделения смеси  $\Phi$  растет с ростом  $L$ , поскольку  $D = \text{const}$ , а

$$\Phi = \frac{L}{V} = \frac{L}{L + D} = \frac{1}{1 + \frac{D}{L}},$$

но с ростом  $L$  растет также и  $V = L + D$ , а следовательно, и расход тепла, идущего на образование  $V$  молей пара в час.

Таким образом, с ростом  $\Phi$  растет расход греющего пара. Помимо этого, растет скорость пара в колонне или соответственно диаметр колонны, если скорость пара сохранять неизменной. Поскольку  $\Phi = \text{tg } \alpha$ , с ростом  $\Phi$  увеличивается наклон рабочей линии к оси  $X$  и, следовательно, уменьшается число необходимых ступеней концентрации в «идеальной» колонне.

Таким образом, схема «идеальной» колонны позволяет довольно просто понять сущность процесса ректификации, оценить влияние технологического режима на конечные результаты процесса ректификации и в первом приближении определить высоту ректификационной колонны.

Более глубокое изучение процесса ректификации возможно лишь на основе рассмотрения термодинамических особенностей процесса массопередачи в ректификационной колонне.

### МАССОПЕРЕДАЧА В УСЛОВИЯХ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ

Рассмотрим процесс передачи массы из жидкой фазы в паровую и обратно на бесконечно малом участке межфазной поверхности  $dF$ .

Примем следующие допущения:

а) двухкомпонентная система состоит из жидкой и паровой фазы при постоянном давлении во всей системе;

б) система характеризуется наличием непрерывного поля химического потенциала;

в) обе фазы находятся в состоянии насыщения (пар при температуре конденсации, жидкость при температуре кипения).

Из принятых допущений вытекают важные следствия:

а) поскольку в любой точке системы пар и жидкость находятся соответственно при температуре конденсации и кипения, а в бинарной смеси этим температурам при заданном давлении соответствуют вполне определенные концентрации компонентов смеси, имеется связь  $C = \varphi(t)$ ;

б) при наличии связи  $C = \varphi(t)$  изменение химического потенциала может быть выражено либо в функции от  $C$ , либо в функции от  $t$  в соответствии с приведенным ниже уравнением (110). Таким образом, полю химических потенциалов в системе соответствуют вполне определенные поля температуры и концентрации;

в) поскольку поле изменения химического потенциала непрерывно, на границе раздела фаз химические потенциалы в жидкой и паровой фазах равны ( $\mu' = \mu''$ ). Ввиду соответствия полей химического потенциала и температуры, температуры фаз на границе раздела также равны, т. е. на границе раздела фаз имеет место равновесие.

Таким образом, принятая нами система характеризуется взаимосвязанными полями двух интенсивных свойств: химического потенциала и температуры. Очевидно, эти поля вызовут соответственно потоки массы и тепла. Одновременное протекание процессов передачи массы и тепла вызовет появление новых налагающихся эффектов.

Появится эффект термодиффузии (поток массы, вызванный градиентом температуры) и эффект Дюфора (поток тепла, вызванный градиентом концентраций).

В конечном итоге движущая сила процесса массопередачи определится наличием полей химического потенциала и температуры. В этом случае поток массы может быть выражен уравнением линейности термодинамики необратимых процессов [40]:

$$\frac{dM_i}{dF} = \sum_{k=1}^{n-1} K_{ik} \cdot (N_k - N_n) + K_{iu} \cdot N_u, \quad (103)$$

где  $\frac{dM_i}{dF}$  — поток массы компонента  $i$  через единицу условной поверхности ( $i = 1, 2, 3, \dots, n$ );  
 $K_{ik}$  и  $K_{iu}$  — коэффициенты массопередачи, отнесенные к движущей силе основного — диффузионного и налагающегося — термодиффузионного эффектов (феноменологические коэффициенты, являющиеся мерой эффективности процесса массопередачи и характеризующие поток массы через единицу условной поверхности, вызванный единицей движущей силы);

$N_k$  и  $N_u$  — обобщенные силы основного и налагающегося эффектов.

Исходя из баланса энтропии,

$$N_k = -T \operatorname{grad} \left( \frac{\mu_k}{T} \right); \quad (104)$$

$$N_u = -\frac{\operatorname{grad} T}{T}. \quad (105)$$

Подставляя далее (104) и (105) в уравнение (103), получаем

$$\frac{dM_i}{dF} = \sum_{k=1}^{n-1} K_{ik} \left\{ -T \operatorname{grad} \left[ \frac{\mu_k - \mu_n}{T} \right] - Q_k \frac{\operatorname{grad} T}{T} \right\} \quad (106)$$

или для бинарной системы

$$\frac{dM}{dF} = -K \left\{ T \operatorname{grad} \left[ \frac{\mu - \mu_1}{T} \right] + Q \frac{\operatorname{grad} T}{T} \right\}, \quad (107)$$

где  $\mu$  и  $\mu_1$  — химические потенциалы соответственно низкокипящего и высококипящего компонента;

$Q = \frac{K_{1u}}{K_{1k}}$  — теплота переноса (тепло, перенесенное единицей массы низкокипящего компонента при постоянной температуре).

Согласно соотношению Гиббса—Дюгема (29)

$$C \cdot d\mu + C_1 d\mu_1 = 0, \quad (108)$$

поэтому

$$\operatorname{grad} (\mu - \mu_1) = \frac{\operatorname{grad} \mu}{1 - C}. \quad (109)$$

Для изобарных условий в бинарной смеси

$$\operatorname{grad} \mu = -\frac{\delta \mu}{\delta T} \operatorname{grad} T + \frac{\delta \mu}{\delta C} \operatorname{grad} C. \quad (110)$$

После подстановки уравнения (109) и (110) в уравнение (107) и преобразований получим

$$\frac{dM}{dF} = -K \left[ (1 - C)^{-1} \cdot \frac{\delta \mu}{\delta C} \operatorname{grad} C + (Q - h + h_1) \frac{\operatorname{grad} T}{T} \right], \quad (111)$$

где  $h = \mu + T \frac{\delta \mu}{\delta T}$  — парциальная мольная энтальпия низкокипящего компонента;

$h_1$  — парциальная мольная энтальпия высококипящего компонента.

Для преобразования уравнения (111) продифференцируем уравнение (26) по  $C$

$$\frac{\delta^2 Z}{\delta C^2} = \frac{\delta \mu}{\delta C} - \frac{\delta \mu_1}{\delta C}. \quad (112)$$

В соответствии с уравнением Гиббса — Дюгема (29) для бинарной смеси

$$C \frac{\delta \mu}{\delta C} dC - C_1 \frac{\delta \mu_1}{\delta C} dC_1 = 0 \quad (113)$$

или после преобразования

$$\frac{\delta \mu_1}{\delta C} = - \frac{\delta \mu}{\delta C} \cdot \frac{C}{C_1}. \quad (114)$$

Подставляя значение  $\frac{\delta \mu}{\delta C}$  из уравнения (114) в уравнение (112), после преобразований получаем

$$\frac{\delta \mu}{\delta C} = \frac{\delta^2 Z}{\delta C^2} (1 - C). \quad (115)$$

Поскольку на границе раздела фаз имеет место равновесие, найдем значение  $\frac{\delta^2 Z}{\delta C^2}$  по уравнению (28) и подставим результат в уравнение (115):

$$\frac{\delta \mu}{\delta C} = - \frac{r}{T} \cdot \frac{1 - C}{Y - X} \cdot \frac{dT}{dC}. \quad (116)$$

Выше было указано, что между  $C$  и  $T$  имеется вполне определенная связь:

$$C = \varphi(T) \text{ и } \text{grad } T = \frac{dT}{dC} \text{ grad } C. \quad (117)$$

На основании уравнений (111), (116) и (117) выражение для потока массы может быть записано в виде

$$\frac{dM}{dF} = K \left\{ \left[ \frac{r}{Y - X} - (Q - h + h_1) \right] \frac{1}{T} \text{ grad } T \right\} \quad (118)$$

или

$$\frac{dM}{dF} = K \left\{ \left[ \frac{r}{Y - X} - (Q - h + h_1) \right] \frac{1}{T} \cdot \frac{dT}{dC} \text{ grad } C \right\}. \quad (119)$$

В соответствии с термодинамикой необратимых процессов в уравнениях (118) и (119) множитель, заключенный в фигурные скобки, является выражением обобщенной движущей силы процесса массопередачи. При этом последняя прямо пропорциональна либо  $\text{grad } C$ , либо  $\text{grad } T$ . Коэффициенты пропорциональности имеют соответственно значения

$$e = \left[ \frac{r}{Y - X} - (Q - h + h_1) \right] \frac{1}{T} \cdot \frac{dT}{dC} \quad (120)$$

и

$$e_T = \left[ \frac{r}{Y - X} - (Q - h + h_1) \right] \frac{1}{T} \quad (121)$$

и являются термодинамической характеристикой интенсивности  $\text{grad } C$  или  $\text{grad } T$ . Они выражают собой движущую силу процесса, приходящуюся на единицу  $\text{grad } C$  или  $\text{grad } T$ . При этом, как видно из выражений (120) и (121),

$$e = \frac{dT}{dC} e_T. \quad (122)$$

Относя  $e$  к концентрации низкокипящего компонента соответственно в жидкой ( $e'$ ) и в паровой ( $e''$ ) фазе, получаем

$$e' = \frac{dT}{dX} e_T \quad (123)$$

и

$$e'' = \frac{dT}{dY} e_T. \quad (124)$$

Очевидно, что

$$e' = e'' \frac{dY}{dX}. \quad (125)$$

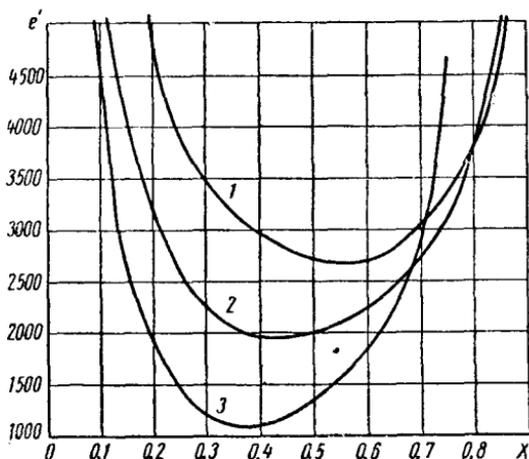
На фиг. 48 и 49 представлены зависимости  $e' = \varphi(X)$  и  $e'' = \varphi(Y)$  для трех бинарных смесей.

Эти зависимости рассчитаны по уравнению (119), причем за теплоту переноса  $Q$  в первом приближении принята разность молярных энтальпий компонентов при температуре кипения смеси состава  $X$ .

Видно, что удельная движущая сила значительно изменяется с концентрацией, причем это изменение особенно сильно выражено в области низких и высоких концентраций низкокипящего компонента.

Это значит, что единица  $\text{grad } C$  или  $\text{grad } T$  обладает при различных концентрациях различной интенсивностью. Больше того, в одинаковых областях концентраций для различных смесей  $\text{grad } C$  и  $\text{grad } T$  обладают также различной интенсивностью массопередачи. Последнее указывает на ограничения в использовании градиента концентрации (или температуры) для выражения движущей силы процесса массопередачи. В соответствии с этим часто применяющиеся [11] уравнения массопередачи, в которых движущая сила выражается разностью концентрации, отнесенной к одной из фаз:

$$M = K_X \cdot \Delta X \cdot F \quad (126)$$



Фиг. 48. Зависимость удельной движущей силы процесса массопередачи от концентрации в жидкой фазе:

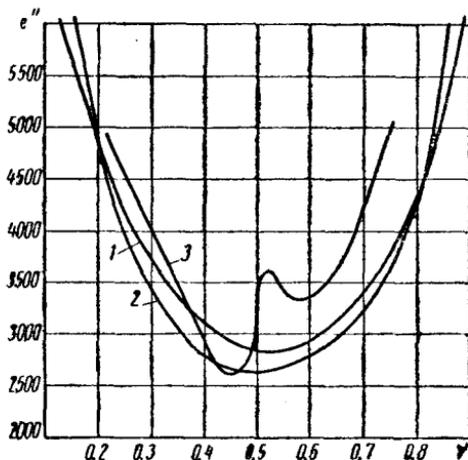
1 — бензол—толуол; 2 — метилвый спирт—вола; 3 — этиловый спирт—вола.

$$M = K_Y \cdot \Delta Y \cdot F, \quad (127)$$

справедливы лишь для узкой области концентраций, где  $e'$  или  $e''$  могут быть приняты постоянными.

В выражениях (126) и (127)  $\Delta X = X_p - X^*$  и  $\Delta Y = Y^* - Y_p$ , где  $X^*$  и  $Y^*$  — концентрации низкокипящего компонента в жидкой и паровой фазах равновесных соответственно паровой и жидкой фазе составов  $Y_p$  и  $X_p$ .

$Y_p$  и  $X_p$  — рабочие концентрации соответственно в паровой и жидкой фазах.



Фиг. 49. Зависимость удельной движущей силы процесса массопередачи от концентрации в паровой фазе:

1 — бензол—толуол; 2 — метилловый спирт—вода; 3 — этиловый спирт—вода.

представлены в виде экспериментальной зависимости

$$K_X = \varphi \left( \frac{\Delta X}{\Delta Y} \right),$$

где  $\frac{\Delta X}{\Delta Y}$  — усредненное значение величины, обратной тангенсу угла наклона кривой равновесия в пределах изменения концентрации на тарелке;

$K_X$  — коэффициент массопередачи, отнесенный к движущей силе, выраженной через концентрацию низкокипящего компонента в жидкой фазе.  $K_X$  определялся из уравнения

$$M = K_X \cdot \Delta X_{cp} \cdot F, \quad (128)$$

где  $\Delta X_{cp}$  — движущая сила процесса, выраженная усредненным значением градиента концентрации низкокипящего компонента в жидкой фазе.

Рассмотрение фиг. 48 и 49 позволяет заключить, что использование выражений (126) и (127) с допустимой степенью точности возможно лишь в области средних концентраций, где  $e'$  и  $e''$  изменяются относительно мало.

Результаты проведенного выше анализа хорошо согласуются с экспериментальными данными [41], полученными при испытании тарельчатой колонны диаметром 180 мм на смеси этиловый спирт — вода.

Все данные получены при скорости пара в свободном сечении колонны равной 0,47 м/сек. Данные испытаний

Полагая, что в пределах изменения концентрации на тарелке  $e' = e'_{cp} = \varphi(X_{cp})$ , и сопоставляя уравнения (126), (127) и (128), получаем

$$K_X = K \cdot e'_{cp}. \quad (129)$$

Уравнение (129) позволяет подсчитать для данного  $K_X$  соответствующее значение  $K$ . При этом  $e'_{cp}$  определяется в первом приближении на основе зависимости  $e' = \varphi(X)$  по значениям  $X_{cp}$ . В свою очередь  $X_{cp}$  определяется исходя из значений  $\frac{\Delta X}{\Delta Y}$  на основе зависимости  $X = \varphi\left(\frac{dX}{dY}\right)$ .

Результаты расчета сведены в табл. 6. Видно, что при изменении  $K_X$  почти в 10 раз значение  $K$  остается практически постоянным и колеблется лишь в пределах точности экспериментальных данных для  $K_X$ . Это хорошо подтверждают приведенные выше положения.

Таблица 6

$K_X$	$\frac{\Delta X}{\Delta Y}$	$e'$	$K$	$K_X$	$\frac{\Delta X}{\Delta Y}$	$e'$	$K$
44,5	2,41	1250	0,0355	147,5	0,67	4540	0,0325
53,6	2,26	1340	0,0400	124,5	0,790	3750	0,0333
55,3	2,10	1440	0,0385	134,2	0,790	3750	0,0358
49,6	2,04	1480	0,0336	134,2	0,585	4980	0,0270
61,0	2,04	1585	0,0410	219,0	0,455	6450	0,0340
55,5	1,78	1690	0,0328	208,0	0,426	6600	0,0315
62,5	1,69	1790	0,0350	248,0	0,412	6950	0,0357
72,2	1,67	1810	0,0400	228,0	0,405	7050	0,03 5
69,6	1,61	1990	0,0350	281,0	0,352	8000	0,0355
70,5	1,60	1990	0,0355	232,0	0,347	8300	0,0280
73,6	1,57	1920	0,0383	300,0	0,292	9150	0,0328
85,0	1,19	2500	0,0340				
83,4	1,18	2500	0,0332				

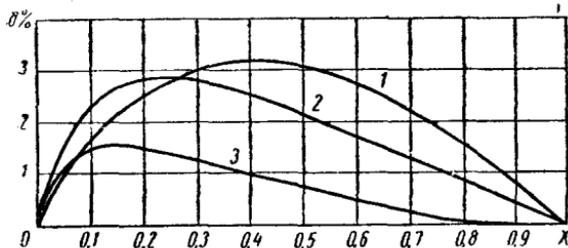
При оценке эффективности процесса массопередачи более удобна величина  $K$ , поскольку она в отличие от  $K_X$  однозначна, независимо от концентрации, характеризует эффективность массопередачи в условиях ректификации.

Представляется возможным несколько упростить полученные уравнения массопередачи. Из уравнений (120) и (121) видно, что удельная движущая сила процесса массопередачи пропорциональна сумме двух слагаемых  $\frac{r}{Y-X}$  и  $Q - h + h_1$ , характеризующих соответственно основной (диффузионный) и налагающийся (термодиффузионный) эффекты. Сопоставим эти величины и выясним их относительное влияние на величину удельной движущей силы,

а следовательно, и на процесс массопередачи в целом. Для трех смесей (фиг. 50) были построены зависимости  $\delta = \varphi(X)$ , где

$$\delta = \frac{Q - h + h_1}{2} (Y - X) \cdot 100\%. \quad (130)$$

Видно, что величина  $\delta$  не превышает 3,5%, т. е. второе слагаемое в уравнениях (120) и (121) не превышает 3,5% от первого



Фиг. 50. Зависимость  $\delta$  от концентрации:  
1 — бензол—толуол; 2 — метиловый спирт—вода;  
3 — этиловый спирт—вода.

и может быть опущено без ущерба для точности инженерного расчета.

Таким образом, в процессе ректификации: налагающийся (термодиффузионный) эффект значительно слабее основного (диффузионного). В этом случае уравнения, характеризующие по-

ток массы, могут быть записаны в виде

$$\frac{dM}{dF} = K \cdot \frac{r}{T(Y - X)} \text{ grad } T \quad (131)$$

или соответственно для жидкой и паровой фазы

$$\frac{dM}{dF} = K \cdot \frac{r}{T(Y - X)} \frac{dT}{dX} \text{ grad } X \quad (132)$$

и

$$\frac{dM}{dF} = K \cdot \frac{r}{T(Y - X)} \frac{dT}{dY} \text{ grad } Y. \quad (133)$$

Следует отметить, что пренебречь в данном случае термодиффузионным эффектом можно лишь потому, что его удельная движущая сила мала по сравнению с удельной движущей силой диффузионного эффекта. Обычно считают, что малое влияние термодиффузионного эффекта связано с отсутствием заметного градиента температуры. Такое объяснение, правомерное для процессов массопередачи, протекающих в изотермических или близких к ним условиях, находится в противоречии с сущностью процесса ректификации, предполагающего при  $P = \text{const}$  неизменное наличие градиента температуры. Эта особенность процесса ректификации хорошо иллюстрируется уравнением (131), из которого следует, что поток массы в процессе ректификации пропорционален  $\text{grad } T$  и возможен лишь при  $\text{grad } T \neq 0$ .

Рассматривая массообмен между двумя движущимися относительно друг друга фазами, обычно различают в каждой из них

две области: ядро потока (основная масса) и пограничный слой (масса у поверхности раздела фаз).

Характерной особенностью ядра потока является интенсивная перемешанность его за счет конвективных токов и, как следствие этого — однородность свойств по всему поперечному сечению потока. Особенностью пограничного слоя является наличие градиента параметров системы в направлении, поперечном потоку фазы.

Схематически изменение свойств системы на границе раздела фаз показано на фиг. 51.

Допустим, что ядро потока паровой фазы в данном сечении характеризуется параметрами  $t''$ ;  $P''$ ;  $Y$ ;  $\mu''$  и соответственно ядро потока жидкости — параметрами  $t'$ ;  $P'$ ;  $X$ ;  $\mu'$ . Согласно принятому ранее допущению  $P' = P'' = P = \text{const}$ . Непосредственно у границы раздела фаз система характеризуется параметрами паровой фазы  $t_2''$ ;  $Y_2$ ;  $\mu_2''$  и параметрами жидкой фазы  $t_2'$ ;  $X_2$ ;  $\mu_2'$ .

Согласно принятым выше (стр. 68) допущениям на границе раздела фаз имеет место равновесие, т. е.  $t_2'' = t_2' = t_2$ ;  $\mu_2'' = \mu_2' = \mu_2$  и  $Y_2$  связано с  $X_2$  равновесной зависимостью.

Допустим далее, что пограничный слой весьма тонок, все параметры в нем изменяются по линейному закону, а удельная движущая сила по толщине пограничного слоя неизменна.

Тогда в соответствии с уравнением (119) движущая сила со стороны жидкой фазы может быть выражена уравнением

$$\Delta' = e'(X - X_2). \quad (134)$$

Соответственно со стороны паровой фазы

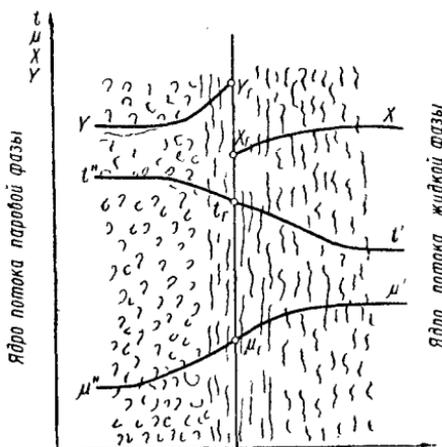
$$\Delta'' = e''(Y_2 - Y). \quad (135)$$

Общая движущая сила равна сумме частных, т. е.

$$\Delta = \Delta' + \Delta'' = e'(X - X_2) + e''(Y_2 - Y). \quad (136)$$

В пределах изменения концентрации при единичном контакте равновесная зависимость может быть принята линейной, тогда

$$\frac{Y_2 - Y}{X - X_2} = \frac{dY}{dX} = a. \quad (137)$$



Фиг. 51. Схема изменения свойств системы на границе раздела фаз.

Подставляя в (136) значение  $e''$  из уравнения (125) и значение  $(Y_2 - Y)$  из уравнения (137), получаем

$$\Delta = e'(X - X_2) + e'(X_2 - X^*) \quad (138)$$

или

$$\Delta = e'(X - X^*). \quad (139)$$

Если движущую силу отнесем к концентрации в паровой фазе, получим аналогичное выражение:

$$\Delta = e''(Y^* - Y). \quad (140)$$

В уравнениях (138), (139) и (140):

$X^*$  — концентрация низкокипящего компонента в жидкой фазе, равновесной пару состава  $Y$ ;

$Y^*$  — концентрация в паровой фазе, равновесной жидкости состава  $X$ .

В соответствии с уравнением (136) основное уравнение передачи массы в двухфазной системе (119) может быть записано в виде

$$dM = K \cdot \Delta \cdot dF. \quad (141)$$

Эта же масса  $dM$ , переданная через поверхность, входит в уравнения массоотдачи:

а) со стороны жидкой фазы

$$dM = \beta' \cdot \Delta' \cdot dF; \quad (142)$$

б) со стороны паровой фазы

$$dM = \beta'' \cdot \Delta'' \cdot dF \quad (143)$$

( $\beta'$  и  $\beta''$  — коэффициенты массопередачи, отнесенные к обобщенной движущей силе соответственно со стороны жидкой и паровой фазы).

Рассматривая совместно уравнения (141), (142), (143) и (136), получаем связь общего коэффициента массопередачи с частными коэффициентами массоотдачи в виде

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\beta'} + \frac{1}{\beta''}. \quad (144)$$

Уравнение (144), как это следует из вывода, предполагает, что процесс на границе раздела фаз является стационарным.

#### ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ (ТАРЕЛОК)

До сих пор мы рассматривали процесс массопередачи через бесконечно малую поверхность контакта фаз  $dF_k$ . В реальном аппарате мы имеем дело с конечной поверхностью контакта  $F_k$ . При этом отдельные участки этой поверхности характеризуются различным термодинамическим состоянием фаз, а следовательно, и различными движущими силами, определяющими процессы

массо- и теплообмена. Поэтому при рассмотрении процесса массопередачи через конечную поверхность используют понятие средней движущей силы процесса. В этом случае основное уравнение массопередачи может быть записано в виде

$$M = k \cdot \Delta_{cp} \cdot F_k, \quad (145)$$

где  $\Delta_{cp}$  — среднее значение движущей силы по поверхности  $F_k$ .

При этом предполагается, что условия массопередачи неизменны по всей поверхности  $F_k$ , т. е.  $k = \text{const}$ .

Выражая количество переданной массы через изменение концентрации в данной фазе, уравнение (145) можно преобразовать к виду

$$Y_g - Y_n = \frac{k \cdot F_k}{V} \Delta_{cp} \quad (146)$$

или

$$X_g - X_n = \frac{k \cdot F_k}{L} \Delta_{cp}, \quad (147)$$

где  $Y_g - Y_n$  и  $X_g - X_n$  — реальная степень изменения концентрации на поверхности контакта  $F_k$ .

Очевидно, что

$$Y_g - Y_n = \frac{L}{V} (X_g - X_n) = \Phi (X_g - X_n). \quad (148)$$

С целью оценки эффективности контактного устройства часто реальную степень изменения концентрации в этом устройстве сравнивают с теоретической степенью концентрации. Теоретическая степень концентрации имела бы место, если бы контактное устройство работало по схеме Сореля (стр. 65).

При этом отношение

$$\frac{Y_g - Y_n}{Y_n^* - Y_n} = \eta_T \quad (149)$$

(где  $Y_n^*$  — состав пара равновесного жидкости состава  $X_n$ ) называют коэффициентом Мерфи или «коэффициентом полезного действия тарелки». Использование последнего термина носит чисто условный характер.

Для определения значения входящей в уравнения (145), (146) и (147) средней движущей силы процесса, необходимо знать величину и форму поверхности контакта  $F_k$ , а также характер изменения движущей силы по этой поверхности.

При взаимодействии паровой и жидкой фаз поверхность их контакта находится в динамическом состоянии и непрерывно меняет свою форму и размеры. Учитывая это, обычно предполагают что средняя во времени величина поверхности контакта в данной

гидродинамической обстановке пропорциональна некоторой условной поверхности  $F$ , т. е.

$$F_{\kappa} = F \cdot f, \quad (150)$$

где  $f$  — коэффициент пропорциональности.

Очевидно, что  $f$ , являясь функцией гидродинамической обстановки и определяя величину истинной поверхности контакта, влияет на количество переданной массы. Количество переданной массы зависит и от  $k$ , также являющегося функцией гидродинамической обстановки. Поэтому раздельное определение  $f$  и  $k$  оказывается невозможным. Для характеристики эффективности процесса массопередачи в реальном аппарате используют комплексную величину

$$K = k \cdot f, \quad (151)$$

учитывающую, как собственно эффективность процесса массопередачи, так и размеры поверхности, через которую этот процесс идет. Величину  $K$  обычно называют коэффициентом массопередачи, отнесенным к условной поверхности контакта, или просто коэффициентом массопередачи. В качестве условной поверхности используется поверхность того или иного распределительного устройства. Например, в тарельчатых колоннах в качестве такой поверхности принимается либо поверхность, равная площади свободного сечения колонны, либо площадь полностью открытых прорезей колпачков, площадь тарелки за вычетом площади паровых патрубков и сливных устройств и т. д. В насадочных колоннах обычно за условную поверхность контакта принимают поверхность насадки, по которой стекает жидкая фаза.

В случае, если используется понятие условной поверхности контакта фаз, основное уравнение массопередачи принимает вид

$$M = K \cdot F \cdot \Delta_{\text{ср}}. \quad (152)$$

Реальная степень изменения концентрации выразится уравнением

$$Y_n - Y_n = \frac{K \cdot F}{V} \Delta_{\text{ср}}. \quad (153)$$

Учитывая, что в уравнении (145) величины  $k$  и  $F_{\kappa}$  есть функции гидродинамической обстановки, а  $V$  определяет гидродинамическую обстановку, часто в случае геометрически неопределимой поверхности контакта объединяют значения  $F_{\kappa}$  и  $V(L)$  в комплексы  $m_Y = \frac{k \cdot F_{\kappa}}{V}$  или  $m_X = \frac{k \cdot F_{\kappa}}{L}$  и называют их «числом единиц переноса массы». Эти комплексы определяют собой изменение концентрации в данной фазе, приходящееся на единицу движущей силы процесса.

Для определения средней движущей силы процесса массопередачи необходимо знать не только форму и размеры поверхности контакта, но и характер изменения движущей силы по этой

поверхности. Последний, прежде всего, зависит от относительного движения фаз на принятой условной поверхности контакта.

Поскольку движущая сила процесса массопередачи является функцией концентрации, для ее определения необходимо и достаточно знать характер изменения концентраций по принятой поверхности контакта.

### РАСЧЕТ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ПРИ ПРОТИВОТОКЕ ФАЗ

При расчете движущей силы процесса массопередачи в случае противоточного контакта фаз предполагают, что жидкость стекает, а пар поднимается равномерно по всему свободному сечению аппарата. Считают также, что концентрация имеет одно и то же значение для любой точки поперечного сечения потока фазы, т. е. любое поперечное сечение колонны характеризуется концентрацией в ядре потока жидкой фазы  $X$  и концентрацией в ядре потока паровой фазы  $Y$ .

Таким образом, концентрация, а следовательно, и движущая сила оказываются переменными лишь по высоте аппарата, что упрощает определение средней величины движущей силы процесса массопередачи.

Допустим, что концентрация легкокипящего компонента в жидкой и паровой фазах изменяется по высоте аппарата в соответствии с графиком (фиг. 52).

Выделим на высоте  $h$  элемент поверхности контакта  $dF = Z \cdot dh$ , где  $Z$  — периметр поверхности в данном сечении аппарата. По высоте аппарата  $Z$  не изменяется. Количество массы, проходящей через элемент  $dF$  из фазы в фазу, определится уравнением

$$dM = K \cdot e' (X - X^*) Z \cdot dh. \quad (154)$$

С другой стороны, это же количество массы может быть выражено уравнением

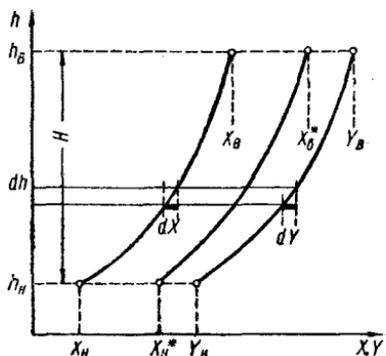
$$dM = L \cdot dX. \quad (155)$$

Решая совместно уравнения (154) и (155), получим

$$dh = \frac{L dX}{K \cdot Z e' (X - X^*)} \quad (156)$$

и после интегрирования по всей высоте

$$H = \frac{L}{K \cdot Z} \int_{X_n}^{X_b} \frac{dX}{e' (X - X^*)}. \quad (157)$$



Фиг. 52. К определению средней движущей силы при противотоке фаз.

Из уравнения (155) после интегрирования получаем

$$L = \frac{M}{X_g - X_n} \quad (158)$$

Подставляя  $L$  из уравнения (158) в (157), находим выражение для потока массы

$$M = K \cdot \frac{X_g - X_n}{\int_{X_n}^{X_g} \frac{dX}{e'(X - X^*)}} ZH. \quad (159)$$

Из сопоставления уравнений (159) и (152) видно, что

$$\Delta_{cp} = \frac{X_g - X_n}{\int_{X_n}^{X_g} \frac{dX}{e'(X - X^*)}} \quad (160)$$

Если движущую силу выразим через концентрации низкокипящего компонента в паровой фазе, получим

$$\Delta_{cp} = \frac{Y_g - Y_n}{\int_{Y_n}^{Y_g} \frac{dY}{e''(Y^* - Y)}} \quad (161)$$

Число единиц переноса массы можно получить, используя уравнение (153),

$$m_Y = \int_{Y_n}^{Y_g} \frac{dY}{e''(Y^* - Y)}; \quad (162)$$

$$m_X = \int_{X_n}^{X_g} \frac{dX}{e'(X - X^*)} \quad (163)$$

При практическом использовании уравнений (160) и (161) знаменатель дроби может быть найден графическим интегрированием.

Можно, например, рекомендовать следующую схему расчета. В пределах изменения концентрации от  $X_g$  до  $X_n$  через определенные интервалы значений  $X$  находим величины  $Y$ ;  $X^*$ ;  $\frac{dT}{dX}$  и  $\frac{1}{e'(X - X^*)}$ . При этом  $\frac{dT}{dX}$  определяется графически по диаграмме  $T - X$ ,  $Y$  (фиг. 53, а).

Далее строим зависимость  $\frac{1}{e'(X - X^*)} = \varphi(X)$ , как показано на фиг. 53, б. Площадь под кривой, ограниченная ордина-

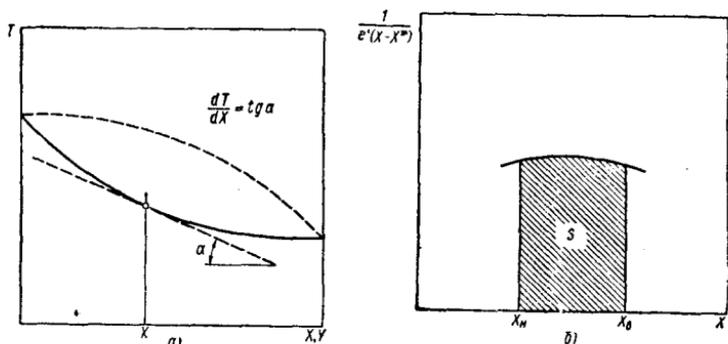
тами  $X_H$  и  $X_B$ , после умножения на масштаб диаграммы  $i'$  дает искомый интеграл

$$S' \cdot i' = \int_{X_H}^{X_B} \frac{dX}{e' (X - X^*)}. \quad (164)$$

В случае, когда движущую силу выражают через концентрацию в паровой фазе, получается аналогичная формула

$$S'' \cdot i'' = \int_{Y_H}^{Y_B} \frac{dY}{e'' (Y^* - Y)}. \quad (165)$$

При небольшом изменении концентрации по высоте аппарата  $X_B - X_H$  равновесная зависимость может быть выражена прямой



Фиг. 53. Вспомогательные графики для определения средней движущей силы процесса массопередачи:

а — графическое определение  $\frac{dT}{dX} = \operatorname{tg} \alpha$ ; б — графическое определение

интеграла  $S' \cdot i' = \int_{X_H}^{X_B} \frac{dX}{e' (X - X^*)}$ .

линией  $Y = Y_0 + aX^*$ , а удельная движущая сила принята постоянной  $e' = \operatorname{const}$ . В этом случае могут быть получены более простые выражения для движущей силы. Действительно, используя указанные условия и уравнения рабочей линии, получаем

$$\Delta_{cp} = e' \frac{X_B - X_H}{\int_{X_H}^{X_B} \frac{dX}{X \left(1 - \frac{\Phi}{a}\right) - \left(\frac{(1 - \Phi) X_D - Y_0}{a}\right)}}, \quad (166)$$

или после интегрирования и преобразования

$$\Delta_{cp} = e' \frac{\left(1 - \frac{\Phi}{a}\right) (X_{\sigma} - X_{\kappa})}{\ln \frac{X_{\sigma} - X_{\sigma}^*}{X_{\kappa} - X_{\kappa}^*}} \quad (167)$$

При выражении движущей силы через концентрации в паровой фазе

$$\Delta_{cp} = e'' \frac{\left(1 - \frac{a}{\Phi}\right) (Y_{\sigma} - Y_{\kappa})}{\ln \frac{Y_{\kappa}^* - Y_{\kappa}}{Y_{\sigma}^* - Y_{\sigma}}} \quad (168)$$

Число единиц переноса массы в этом случае будет равно

$$m_Y = \frac{1}{e'' \left(1 - \frac{a}{\Phi}\right)} \cdot \ln \frac{Y_{\kappa}^* - Y_{\kappa}}{Y_{\sigma}^* - Y_{\sigma}} \quad (169)$$

или

$$m_X = \frac{1}{e' \left(1 - \frac{\Phi}{a}\right)} \cdot \ln \frac{X_{\sigma} - X_{\sigma}^*}{X_{\kappa} - X_{\kappa}^*} \quad (170)$$

Преобразуя выражение (169), получаем

$$m_Y = \frac{1}{e'' \left(1 - \frac{a}{\Phi}\right)} \cdot \ln \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{a}{\Phi}\right) \frac{Y_{\sigma} - Y_{\kappa}}{Y_{\kappa}^* - Y_{\kappa}}} \quad (171)$$

или, учитывая уравнение (149),

$$m_Y = \frac{1}{e'' \left(1 - \frac{a}{\Phi}\right)} \cdot \ln \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{a}{\Phi}\right) \cdot \eta_T} \quad (172)$$

Интересно отметить при этом, что в случае противотока  $Y_{\sigma} - Y_{\kappa}$  может быть много больше  $Y_{\kappa}^* - Y_{\kappa}$ , в результате чего  $\eta_T > 1$ .

Иначе говоря, в случае противотока реальное изменение концентрации в одном контактном устройстве может быть во много раз больше теоретической степени концентрации в гипотетическом контактном устройстве, работающем по схеме Сореля. В одном противоточном контактном устройстве можно практически получить степень изменения концентрации любой наперед заданной величины, если изменять при этом высоту устройства.

По существу любая противоточная ректификационная колонна непрерывного действия состоит из двух таких контактных устройств — верхнего укрепляющего и нижнего исчерпывающего.

## РАСЧЕТ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ПРИ ПРЯМОТОКЕ ФАЗ

Характер изменения концентраций по высоте прямоточного контактного устройства показан на фиг. 54. Уравнения, полученные для расчета средней движущей силы при противотоке фаз, оказываются справедливыми и для прямотока.

Однако в случае прямотока величина реальной ступени изменения концентраций ограничена достижением равновесного или близкого к нему состояния между фазами. Максимальная величина ступени изменения концентраций для одного прямоточного контактного устройства составит  $Y_v^* - Y_n$ .

При этом необходимым условием достижения максимального значения является, как это видно из уравнения (169), условие

$$m_Y = \frac{KF}{V} \rightarrow \infty.$$

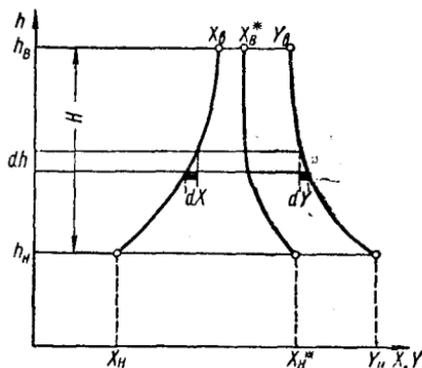
Поскольку это условие невыполнимо в реальном аппарате, максимальная величина ступени изменения концентраций не может быть достигнута на практике.

Так как в прямоточном устройстве величина ступени изменения концентраций ограничена, для достижения в колонне необходимого обогащения устанавливают последовательно несколько контактных устройств (фиг. 55). Для определения числа контактных устройств необходимо знать величину каждой из ступеней концентрации. Общее обогащение по колонне при этом составит

$$(Y_v - Y_n) = \sum_{i=1}^{i=n_0} (Y_v - Y_n)_i, \quad (173)$$

где  $n_0$  — число реальных ступеней изменения концентраций.

Как видно из уравнений (153) и (161), величина ступени изменения концентраций зависит от концентрации. Это связано с тем, что от концентрации зависит  $e''$ . Расчет приходится вести последовательно, от одного контактного устройства к другому. Как отмечалось выше, конструкция контактных устройств обычно одинакова по высоте колонны. Их размеры регламентируются различными нормами. При расчете, после того как выбран режим работы колонны, задаются скоростью движения паров и по известной производительности, т. е. по известным  $V$  и  $L$ , определяют поперечное сечение колонны.



Фиг. 54. К определению средней движущей силы при прямотоке фаз.

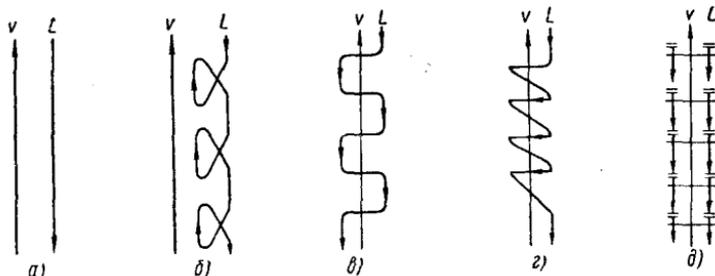
Значения  $V$ ;  $L$  и выбранная конструкция контактного устройства предопределяют величину условной поверхности контакта и коэффициент массопередачи, поэтому при расчете числа ступеней изменения концентраций обычно исходят из известных  $F$  и  $K$ .

После того как по формуле  $m_Y = \frac{KF}{V}$  найдено число единиц переноса массы, можно определить величину  $\eta_T$ .

После преобразований уравнение (172) может быть записано в виде

$$\eta_T = \frac{\Phi}{\Phi - a} \left\{ 1 - \exp \left[ + m_\varphi \cdot e'' \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) \right] \right\}. \quad (174)$$

Зная  $\eta_T$  по уравнению (149), не представляет труда найти разность  $Y_b - Y_n$ .



Фиг. 55. Схема потоков жидкости и пара в колонне с различным относительным движением фаз при контакте:

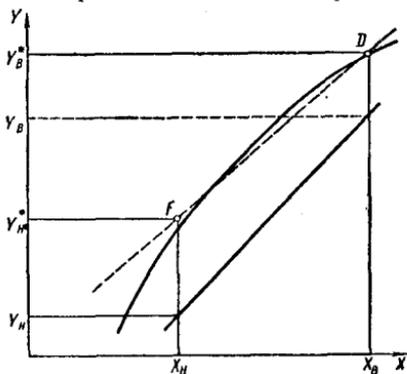
а — противоток; б — прямоток; в — перекрестный ток с противонаправленным движением жидкости на соседних тарелках; г — перекрестный ток с равнонаправленным движением жидкости на соседних тарелках; д — полное перемешивание жидкости на тарелке.

Далее, считая, что  $Y_b$  равно  $Y_n$  последующей ступени контакта, расчет повторяют до достижения  $Y_D$ . Обычно для облегчения расчета необходимого числа ступеней изменения концентрации используют либо описанный выше (стр. 65) метод Мак-Кеба—Тилле, либо его модификацию, предложенную в 1936 г. Мерффри [42]. При использовании первого метода для перехода от числа теоретических ступеней концентрации к реальным необходимо знать к. п. д. колонны  $\eta_k$ . К. п. д. колонны иногда путают со средним к. п. д. тарелки на данном участке изменения концентрации ( $\eta_{T\text{ср}}$ ). Это — разные величины, связанные между собой вполне определенной зависимостью [43]. Установим математическую связь между  $\eta_k$  и  $\eta_{T\text{ср}}$ . Для определения  $\eta_{T\text{ср}}$  поступают следующим образом: после определения по методу Мак-Кеба—Тилле числа теоретических

тарелок  $n_T$  для каждой из них рассчитывается по уравнению (174)  $\eta_{Ti}$ , после чего  $\eta_{Tcp}$  определяется по формуле

$$\eta_{Tcp} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n_T} \eta_{Ti}}{n_T}. \quad (175)$$

Для нахождения зависимости  $\eta_K = \varphi(\eta_{Tcp})$  воспользуемся тем, что любую кривую линию равновесия можно заменить прямой линией так, чтобы число ступеней изменения концентрации  $n$  между рабочей линией и данной кривой равновесия было равно числу ступеней изменения концентрации  $n_T$  между той же рабочей линией и прямой, заменяющей кривую равновесия в заданном интервале  $X_B - X_N$  (фиг. 56) [44]. При этом заменяющей прямой линией для данной кривой равновесия  $Y^* = \varphi(X)$  оказывается такая прямая, которая образует с осью абсцисс и прямыми  $X_N = \text{const}$  и  $X_B = \text{const}$  трапецию (иногда треугольник), равновеликую и близкую по форме криволинейной фигуре, образованной заданной кривой равновесия с осью абсцисс и теми же ординатами.



Фиг. 56. К определению заменяющей линии равновесия.

Заменяющая линия может быть проведена через точку  $D$ , в которой линия равновесия пересекается с прямой  $X_B = \text{const}$ , и точку  $F$  с координатами  $(X_N; Y_{N3}^*)$ .

Для определения ординаты точки  $F$  воспользуемся равенством площадей под кривой равновесия и под заменяющей ее прямой линией

$$\frac{Y_{N3}^* + Y_B^*}{2} (X_B - X_N) = \int_{X_N}^{X_B} \varphi(X) dX. \quad (176)$$

Решая это уравнение относительно  $Y_{N3}^*$ , получаем

$$Y_{N3}^* = \frac{2}{X_B - X_N} \int_{X_N}^{X_B} \varphi(X) dX - Y_B^*.$$

Имея координаты точек  $D$  и  $F$ , легко провести через них заменяющую линию.

Поскольку кривая равновесия заменена на равнозначную, с точки зрения подсчета  $n_T$ , прямую, дальнейшее рассуждение

проведем в предположении, что линией равновесия является прямая

$$Y^* = Y_0 + aX. \quad (177)$$

Допустим, что рабочая линия выражена прямой

$$Y = c + \Phi X. \quad (178)$$

Решая совместно уравнения (177) и (178), получаем

$$Y^* = \left( Y_0 - \frac{a}{\Phi} c \right) + \frac{a}{\Phi} Y.$$

Предположим, что к. п. д. тарелок по колонне равны между собой и имеют некоторое среднее значение. Тогда теоретический перепад концентраций на любой  $i$ -той тарелке выражается формулой

$$\Delta Y_{Ti} = Y_i^* - Y_i = \left( Y_0 - \frac{a}{\Phi} c \right) + \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) Y_i. \quad (179)$$

Соответственно действительный перепад

$$\begin{aligned} \Delta Y_{oi} = Y_{i+1} - Y_i = \Delta_{Ti} \cdot \eta_{Ti} = & \left[ \left( Y_0 - \frac{a}{\Phi} c \right) \eta_{Ti} + \right. \\ & \left. + \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) \eta_{Ti} Y_i \right]. \end{aligned} \quad (180)$$

Формула (180) может быть записана в виде

$$Y_{i+1} = \left( Y_0 - \frac{a}{\Phi} \right) \eta_{Ti} + \left[ \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) \eta_{Ti} + 1 \right] Y_i. \quad (181)$$

Примем обозначения

$$\left( Y_0 - \frac{a}{\Phi} \right) \eta_{Ti} = P \text{ и } \left[ \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) \eta_{Ti} + 1 \right] = R.$$

Тогда

$$Y_{i+1} = P + RY_i. \quad (182)$$

На основе соотношения (182) можно записать ряд равенств:

$$\begin{aligned} Y_1 &= Y_n; \\ Y_2 &= P + RY_1; \\ Y_3 &= P + RY_2; \\ &\dots \dots \dots \\ Y_i &= P + RY_{i-1}; \\ &\dots \dots \dots \\ Y_{n\partial} &= Y_g. \end{aligned}$$

Решая эту систему уравнений, после преобразований получаем

$$n_{\partial} = \frac{\lg \left[ \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) \frac{Y_{\partial} - Y_{H}}{Y_{H\partial}^* - Y_{H}} + 1 \right]}{\lg \left[ \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) \eta_{T_{CP}} + 1 \right]} \quad (183)$$

Подставив в уравнение (183) значение  $\eta_{T_{CP}} = 1$ , получим выражение для числа «теоретических тарелок»:

$$n_T = \frac{\lg \left[ \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) \frac{Y_{\partial} - Y_{H}}{Y_{H\partial}^* - Y_{H}} + 1 \right]}{\lg \frac{a}{\Phi}} \quad (184)$$

Поделив почленно уравнения (184) на (183), получим зависимость между к. п. д. колонны и средним значением к. п. д. тарелки:

$$\eta_{\kappa} = \frac{n_T \lg \left[ \left( \frac{a}{\Phi} - 1 \right) \eta_{T_{CP}} + 1 \right]}{n_{\partial} \lg \frac{a}{\Phi}} \quad (185)$$

Определив  $\eta_{\kappa}$  по уравнению (185) и зная число теоретических ступеней концентрации, число необходимых реальных ступеней концентрации можно определить по соотношению

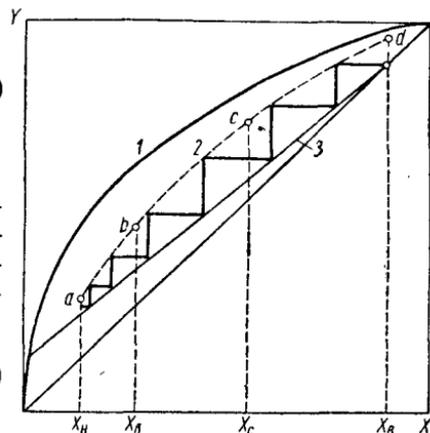
$$n_{\partial} = \frac{n_T}{\eta_{\kappa}} \quad (186)$$

При определении  $n_{\partial}$  по методу Мерфри поступают следующим образом.

На диаграмме  $X-Y$  в пределах концентраций от  $X_H$  до  $X_D$  вверх от рабочей линии для ряда произвольных значений  $X$  откладываются отрезки, равные реальным ступеням концентрации, рассчитанным по уравнениям (149) и (174) (фиг. 57).

Через концы этих отрезков проводится вспомогательная линия  $abcd$ . Далее способом, аналогичным методу Мак-Кеба—Тилле, строятся ступени между полученной вспомогательной линией и рабочими линиями. Число ступеней будет, очевидно, равно числу действительных ступеней изменения концентрации, а следовательно, и числу необходимых контактных устройств.

Вспомогательная линия, используемая в методе Мерфри, получила название кинетической кривой [11].



Фиг. 57. К определению числа реальных ступеней концентрации: 1 — кривая равновесия; 2 — кинетическая кривая; 3 — рабочая линия.

## РАСЧЕТ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ В СЛУЧАЕ ПОЛНОГО ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ЖИДКОЙ ФАЗЫ

Для случая перемешивания одной из фаз принципиально применимы уравнения, полученные для противотока.

Рассматривая случай полного перемешивания одной из фаз, как правило, имеют в виду жидкую фазу. В практике ректификации перемешивание паровой фазы обычно не встречается. Выражение движущей силы через концентрации в жидкой фазе теряет смысл, поскольку во всех точках жидкой фазы  $X = \text{const}$  и  $dx = 0$ . При выражении движущей силы через концентрации в паровой фазе уравнение (168) примет вид

$$\Delta_{cp} = \frac{Y_b - Y_n}{\ln \frac{Y^* - Y_n}{Y^* - Y_b}} \quad (187)$$

В этом уравнении  $Y_n^* = Y_b^* = Y^*$ , так как  $X = \text{const}$ , а следовательно, и  $Y^* = \varphi(x) = \text{const}$ .

Соответственно изменяются и выражения для  $m_Y$  и  $\eta_T$

$$m_Y = \frac{1}{e''} \ln \frac{Y^* - Y_n}{Y^* - Y_b} \quad (188)$$

или

$$m_Y = \frac{1}{e''} \cdot \ln \frac{1}{1 - \eta_T} \quad (189)$$

Соответственно

$$\eta_T = 1 - \exp[-m_Y e''] \quad (190)$$

Так же как и в случае прямоточного контактного устройства, при перемешанной жидкой фазе величина ступени концентраций имеет максимум.

Этот максимум оказывается меньше максимальной величины ступени концентрации прямоточного устройства, так как в данном случае  $Y_b^* = Y_n^*$ , в то время как при прямотоке  $Y_b^* \gg Y_n^*$ .

Таким образом, в случае полностью перемешанной жидкости использование движущей силы процесса менее эффективно по сравнению с прямоточным контактным устройством и требует большего числа ступеней изменения концентрации.

## РАСЧЕТ КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ ПРИ ПЕРЕКРЕСТНОМ ТОКЕ ФАЗ

Известно, что перекрестный ток по эффективности использования движущей силы занимает среднее положение между противотоком и прямотоком. Перекрестный ток является характерным для наиболее распространенного типа колонн — для тарельчатых колонн с переливными устройствами.

В результате перекрестного тока на тарелке вдоль пути жидкой фазы возникает градиент концентраций. Поскольку это обстоятельство не согласуется с принятым для теоретической тарелки допущением о полном перемешивании жидкости на тарелке, оно привлекло к себе внимание ряда исследователей.

Начиная с 1929 г., в литературе появляются указания о неравномерности состава жидкости по длине тарелки. В 1930 г. Брюстером [45] и в 1933 г. Обрядчиковым и Хохряковым [46], продолжившими работу Брюстера, был дан анализ влияния перемешивания жидкости на тарелке на эффективность процесса. В результате этого анализа авторы качественно показали, что тарелка, на которой отсутствует перемешивание жидкости, является более эффективной, чем тарелка, работающая при полном перемешивании жидкости.

В 1933 г. Киршбаумом [47], [48] был проведен более полный анализ этого явления. Он проанализировал также влияние относительного движения жидкости на соседних тарелках. Киршбаум рассмотрел четыре теоретически возможных крайних случая:

1. Жидкость на тарелке полностью перемешана и имеет одинаковый состав по длине тарелки. Пары, покидающие жидкость, имеют одинаковый состав по сечению колонны (так называемая «теоретическая тарелка»).

2. Жидкость на тарелке не перемешивается. Пар в межтарелочном пространстве полностью перемешан.

2. Отсутствует перемешивание как жидкости, так и пара. Жидкость движется на всех тарелках в одном направлении.

4. Отсутствует перемешивание как жидкости, так и пара. Жидкость движется на соседних тарелках в противоположных направлениях.

В результате анализа Киршбаум дал качественную оценку влияния перемешивания жидкости и пара, а также направления их относительного движения. Он сделал следующие выводы:

1. Перемешивание жидкости нежелательно. (Этот вывод совпадает с выводом предыдущих исследователей.)

2. Наиболее эффективными являются тарелки, на которых жидкость не перемешивается и течет в одном и том же направлении на всех тарелках.

В 1936 г. Льюис [49] дополнил исследование Киршбаума. Льюис составил уравнение материального баланса для бесконечно малого элемента тарелки  $dm$ , где  $m$  — длина пути жидкости на тарелке.

В отличие от Киршбаума и других авторов Льюис учитывает, что пар и жидкость покидают друг друга, не достигнув состояния равновесия. Льюис ввел понятие о локальной эффективности тарелки, оценивая этим коэффициентом недостижение равновесного состояния между фазами в каждой точке тарелки:

$$E_{пж} = \frac{Y_{nm} - Y_{(n-1)m}}{Y_{nm}^* - Y_{(n-1)m}}, \quad (191)$$

где  $E_{пж}$  — локальная эффективность;  
 $Y_{(n-1)m}$  — молярная доля легколетучего компонента в парах, приходящих в жидкость на элементе тарелки;  
 $Y_{nm}$  — то же в парах, покидающих жидкость на элементе тарелки;  
 $Y_{nm}^*$  — то же в парах, находящихся в равновесии с жидкостью на элементе  $dm$  с концентрацией легколетучего  $X_{nm}$ .

Льюис принимает  $E_{пж}$  постоянным по всей колонне.

Уравнение материального баланса для низкокипящего компонента на элементе  $dm$  по Льюису имеет следующий вид:

$$(Y_{nm} - Y_{(n-1)m}) \frac{a}{\Phi} = \frac{1}{E_{пж}} \cdot \frac{dY_{nm}}{dm} + \frac{E_{пж} - 1}{E_{пж}} \cdot \frac{dY_{(n-1)m}}{dm}, \quad (192)$$

где  $\Phi = \frac{L}{V}$  — доля флегмы;

$L$  — количество стекающей жидкости в *моль/ч*;

$V$  — количество поднимающегося пара в *моль/ч*;

$a$  — наклон кривой равновесия.

(Льюис делает допущение, что в пределах изменения концентрации на одной тарелке зависимость равновесия линейна:  $Y^* = Y_0 + aX$ ).

Далее Льюис дает три решения данного уравнения для трех частных случаев, рассмотренных Киршбаумом. Результаты совпадают с данными Киршбаума.

Следует заметить, что основной целью всех перечисленных работ была попытка выявить влияние перемешивания жидкости вдоль ее потока и влияние относительного движения потоков фаз. В результате проделанного теоретического анализа и последующей экспериментальной проверки исследователям удалось установить качественное влияние на эффективность работы ректификационной колонны следующих факторов:

- а) перемешивания жидкости по направлению ее движения;
- б) перемешивания пара в межтарелочном пространстве;
- в) относительного движения по колонне жидкости и пара.

Полученные зависимости нельзя применять для количественного расчета, так как они справедливы лишь для частных случаев, не имеющих места в действительной колонне.

В 1955 г. Евстафьевым, Зыковым и Караваевым [12] было получено уравнение изменения концентрации по длине тарелки, позволяющее количественно учесть фактор перемешивания жидкости вдоль пути ее движения на тарелке. Прежде чем перейти к рассмотрению этого уравнения, представим себе схему взаимодействия потоков на тарелке, определяющую процесс массопередачи. Обычно межтарелочное пространство делят на следующие зоны:

1. Зона барботажа.

2. Зона вспенивания непосредственно на тарелке.
3. Зона крупных брызг, уносимых из жидкости паром.
4. Зона мелких брызг (тумана). Мелкие брызги могут быть занесены на лежащую выше тарелку.

Вопрос о том, какая из этих зон является решающей в процессе массообмена, одно время был спорным, однако сейчас большинство исследователей склонно считать, что процесс массообмена происходит в основном непосредственно над тарелкой. Влияние верхних слоев оценивается несколькими процентами.

Учитывая это, разделим межтарелочное пространство условно на две зоны:

- 1) «зону контакта», в которой идет процесс массообмена между жидкостью и паром;
- 2) «зону пара», в которой этот процесс отсутствует.

Заметим, что основная масса жидкости на тарелке находится в «зоне контакта». В «зоне пара» находятся лишь мелкие капли жидкости, уносимые паром на вышележащую тарелку.

Такое условное деление межтарелочного пространства позволяет несколько упростить решение задачи о распределении концентраций в жидкости и паре на тарелке.

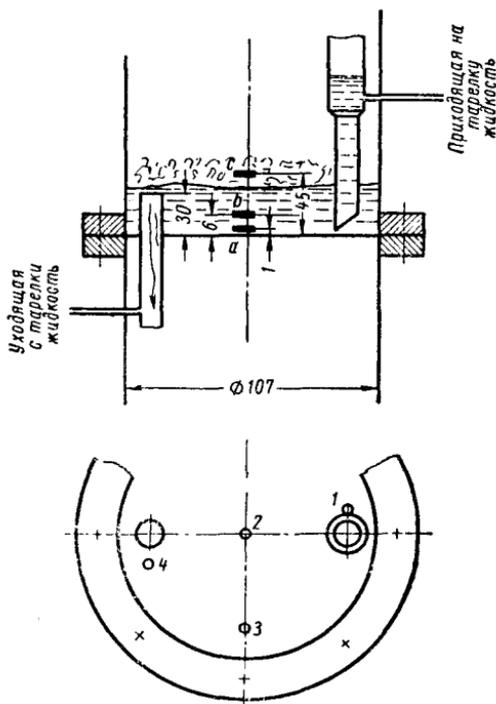
Наличие интенсивного перемешивания жидкости паром позволяет предположить, что в поперечном сечении потока жидкости отсутствует градиент концентраций.

В направлении от места входа жидкости на тарелку к месту слива имеется некоторый градиент концентраций, так как при течении жидкости по тарелке в результате последовательного контакта с новыми порциями пара в ней происходит постепенное изменение концентрации.

Градиенту концентрации в жидкости соответствует неравномерность концентрации пара, покидающего зону контакта.

Такой характер распределения концентраций подтверждается данными опыта [50].

В опытах отбирались пробы жидкости в различных точках тарелки. На фиг. 58 представлена схема отбора проб. Пробы бра-



Фиг. 58. Схема отбора проб жидкой фазы на тарелке.

лись одновременно из 16 мест на тарелке. (Проба входящей на тарелку жидкости, проба уходящей с тарелки жидкости и по три пробы над четырьмя точками тарелки на расстоянии 1, 6 и 45 мм от последней).

Высота переливного патрубка составляла 30 мм. Испытывалась тарелка круглого сечения с поперечным током жидкости. На тарелке имелись отверстия для прохода пара  $d=1$  мм с шагом 7 мм. Опыты велись на смеси этиловый спирт—вода при скоростях от 0,1 до 0,5 м/сек и флегмовых числах от 1 до 12.

Результаты замеров (табл. 7) дают наглядную картину распределения концентраций на тарелке. Видно, что неравномерность концентраций по высоте «зоны контакта» и по ширине тарелки незначительна и ею можно пренебречь.

Таблица 7

Место отбора проб	У дна тарелки (место а)	В середине слоя (место b)	Верх слоя (место с)
Точка 1	0,5630	0,5575	0,5435
Точка 2	0,5085	0,5142	0,5195
Точка 3	0,5130	0,5273	0,5290
Жидкость, входящая на тарелку	0,6516		
Жидкость, уходящая с тарелки	0,4933		

Действительно, если общее обогащение в приведенном опыте составляет 0,1583 мольной доли, то максимальное изменение концентраций по высоте «зоны контакта» 0,0195 мольной доли и по ширине тарелки 0,0131 мольной доли. Эти изменения концентраций по отношению к обогащению жидкости на тарелке составляют соответственно 12 и 8,25%.

Отклонение концентраций по высоте зоны контакта и по ширине тарелки от соответствующих средних величин составляет не более 5% от обогащения жидкости на тарелке.

Таким образом, при изучении перекрестного тока можно пренебречь изменением концентраций в жидкости по высоте «зоны контакта» и по ширине тарелки.

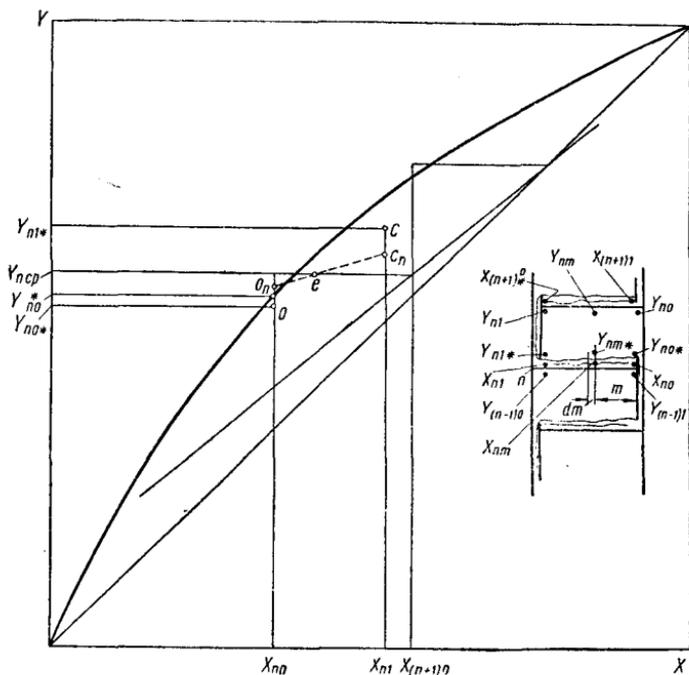
Исходя из этого, условимся под концентрацией в жидкости понимать молярную долю низкокипящего компонента (НКК), среднюю по высоте зоны контакта над данной точкой тарелки, а под концентрацией в паре — молярную долю НКК над данной точкой в зоне пара.

Примем следующие обозначения для концентраций (фиг. 59):

$X_{nm}$  — концентрация НКК в жидкости на тарелке с порядковым номером  $n$ , считая от низа колонны и на расстоянии  $m$  от места слива;

$m$  — путь от исследуемой точки до места слива, выраженный в долях пути жидкости по тарелке;

- $Y_{nm}^*$  — концентрация НКК в паре, равновесном с жидкостью состава  $X_{nm}$ ;
- $Y_{nm*}$  — действительная концентрация пара непосредственно над жидкостью с концентрацией  $X_{nm}$ ;
- $Y_{nm}$  — концентрация НКК в паре, уходящем на вышележащую тарелку, в точке над жидкостью, имеющей концентрацию  $X_{nm}$ ;
- $Y_{n\text{ ср}}$  — средняя концентрация НКК в паре, покидающем тарелку  $n$ ;
- $Y_{nm\text{ ср}}$  — концентрация НКК в паре, приходящем в жидкость состава  $X_{nm}$ ;
- $Y_{n\text{ ср пр}}$  — средняя концентрация НКК в паре, приходящем на тарелку  $n$ .



Фиг. 59. Схема изменения концентраций НКК в колонне с противонаправленным движением жидкости на соседних тарелках.

Рассмотрим процесс изменения концентраций в жидкой и в паровой фазах.

Жидкость, поступающая на тарелку с концентрацией НКК, равной  $X_{(n+1)0}$  при движении по тарелке, постепенно изменяет свой состав. В результате этого по длине пути жидкости в ней возникает некоторая разность концентраций  $X_{(n+1)0} - X_{n0}$  (см. фиг. 59).

Однако в силу наличия диффузии и перемешивания жидкости эта разность уменьшается до величины  $X_{n1} - X_{no}$ .

В парах непосредственно над жидкостью также имеет место соответствующая разность концентраций НКК  $Y_{n1*} - Y_{no*}$ .

Зависимость состава пара от состава жидкости выражена на графике кривой *oec*. Кривая *oec* всегда располагается под кривой равновесия, так как значения  $Y_{nm*}$  всегда меньше соответствующих равновесных концентраций  $Y_{nm}^*$ . Расстояние между кривой *oec* и кривой равновесия характеризует степень достижения равновесного состояния между контактирующими жидкостью и паром.

Градиент концентрации в паре по направлению движения жидкости несколько выравнивается по мере подъема пара в результате диффузии и перемешивания. В соответствии с этим кривая *oec* изменяет свой наклон к оси  $X$ , поворачиваясь вокруг точки *e* и занимая ряд последовательных положений  $o_n e c_n$ .

Горизонталь, проведенная через точку *e*, характеризует собой среднее значение концентрации НКК  $Y_{ncp}$  в паре по длине тарелки *n*.

При этом следует заметить, что степень перемешанности пара растет по мере удаления его от жидкости. В соответствии с этим с увеличением расстояния пара от жидкости наклон кривой  $o_n e c_n$  к оси  $X$  уменьшается, и она в пределе (при полном перемешивании пара) сливается с горизонталью, проходящей через точку *e*.

В результате такого влияния перемешивания в зоне пара концентрации НКК  $Y_{nm}$  при подходе к вышележащей тарелке в зависимости от расстояния до места слива *m* будут больше (при  $m \rightarrow 0$ ) или меньше (при  $m \rightarrow 1$ ) соответствующих концентраций НКК в парах непосредственно над жидкостью  $Y_{nm*}$ .

Значения  $Y_{nm}$  иногда (при  $m \rightarrow 0$ ) могут оказаться численно больше соответствующих равновесных концентраций НКК  $Y_{nm}^*$ .

Значения средних концентраций пара  $Y_{ncp}$  также могут оказаться численно выше некоторых значений  $Y_{nm}^*$  (см. фиг. 59).

Рассмотрение принятой схемы массообмена показывает, что конечный результат процесса на тарелке и в межтарельчатом пространстве следует рассматривать как сумму действия трех более простых процессов массообмена:

- 1) массообмен между жидкостью и паром;
- 2) массообмен между смежными слоями жидкости по направлению ее движения;
- 3) массообмен между слоями пара.

Определим зависимости, характеризующие изменение концентраций в жидкой и в паровой фазах.

Составим уравнение материального баланса НКК для элемента длины тарелки (длины пути жидкости)  $dm$ . Через этот элемент проходит  $L$  молей жидкости и  $V \cdot dm$  молей пара в час

( $V$  — количество пара, проходящего через все сечение колонны, в моль/ч).

Обозначим через  $dX_{nm}$  перепад концентраций в жидкости на участке  $dm$  при условии отсутствия массообмена между соседними по ходу слоями жидкости.

Уравнение материального баланса для участка  $dm$  при условии отсутствия массообмена между соседними по ходу слоями жидкости имеет вид

$$V \cdot dm (Y_{nm*} - Y_{nm \text{ пр}}) - L dX_{nm} = 0. \quad (193)$$

В реальной тарелке при наличии массообмена действительный перепад концентраций в жидкости на участке  $dm$  уменьшается на величину  $dX_{nm} - dx_{nm}$ , где  $dx_{nm}$  — действительный перепад концентраций в жидкости на участке  $dm$ . Отношение указанного уменьшения перепада концентраций НКК в жидкости к максимально возможному перепаду

$$E_{жс} = \frac{dX_{nm} - dx_{nm}}{dX_{nm}} \quad (1 > E_{жс} > 0). \quad (194)$$

Таким образом,  $E_{жс}$  — величина, характеризующая степень уменьшения перепада концентраций НКК в жидкости в результате массообмена между соседними ее слоями. Эта величина показывает степень перемешивания жидкости.

Преобразуя полученное выражение, получим

$$dX_{nm} = \frac{dx_{nm}}{1 - E_{жс}}. \quad (195)$$

Степень достижения равновесия между жидкостью и паром в элементе  $dm$  характеризуется выражением:

$$E_{нжс} = \frac{Y_{nm*} - Y_{nm \text{ пр}}}{Y_{nm}^* - Y_{nm \text{ пр}}}, \quad (196)$$

где  $E_{нжс}$  — степень достижения равновесия.

Из уравнения (196) получаем

$$Y_{nm*} = E_{нжс} \cdot Y_{nm}^* + (1 - E_{нжс}) \cdot Y_{nm \text{ пр}}. \quad (197)$$

При экспериментальной проверке приведенных уравнений было установлено, что изменение концентрации НКК по длине тарелке в приходящем паре может быть выражено прямой линией

$$Y_{nm \text{ пр}} = Y_{no \text{ пр}} \pm B_{n-1} \cdot m. \quad (198)$$

Коэффициент  $B_{n-1}$  определяет наклон прямой и характеризует таким образом градиент концентраций в паре, приходящем на тарелку.

Знак плюс относится к случаю равнонаправленного движения жидкости на соседних тарелках, знак минус — к случаю противоположного движения жидкости (см. фиг. 55).

Выразим  $Y_{nm\ np}$  через среднее значение концентрации НКК в приходящем паре, т. е. через  $Y_{n\ ср.\ np}$ .

$$Y_{n\ ср.\ np} = \frac{1}{m_1 - m_0} \int_{m_0=0}^{m_1=1} Y_{nm\ np} dm = Y_{no\ np} \pm 0,5B_{n-1}. \quad (199)$$

Подставив значение  $Y_{no\ np}$  из уравнения (199) в уравнение (198), получим

$$Y_{nm\ np} = Y_{n\ ср.\ np} \pm B_{n-1}(m - 0,5). \quad (200)$$

В пределах изменения концентрации НКК на одной тарелке кривая равновесия с достаточной точностью может быть заменена прямой линией<sup>1</sup>

$$Y_{nm}^* = Y_{no} + a_n(X_{nm} - X_{no}), \quad (201)$$

где  $a_n$  — наклон линии равновесия к оси  $X$ .

Подставим значения  $dX_{nm}$ ,  $Y_{nm}$  и  $Y_{nm\ np}$  из уравнений (195), (197) и (198) в уравнение (193). После преобразования с использованием уравнения (201) получим

$$Y_{no}^* - Y_{no\ np} + a_n(X_{nm} - X_{no}) \mp B_{n-1} \cdot m \frac{L}{V \cdot E_{жж} \cdot (1 - E_{жж})} \times \\ \times \frac{dX_{nm}}{dm} = 0. \quad (202)$$

Для сокращения записи введем обозначения:  $\frac{L}{V} = \Phi$ .

После соответствующих подстановок в уравнение (202) получим

$$\Delta Y_{no}^* + a_n(X_{nm} - X_{no}) \mp B_{n-1} \cdot m - \frac{a_n}{A_n} \cdot \frac{dX_{nm}}{dm} = 0. \quad (203)$$

В полученном уравнении принимаем постоянными для данной тарелки значения  $a_n$ ,  $A_n$ ,  $B_{n-1}$ ,  $\Delta Y_{no}^*$  и  $X_{no}$ .

Решение уравнения (203) относительно  $X_{nm}$  будет:

$$X_{nm} = X_{no} + \frac{1}{a_n} [(\exp mA_n - 1)R_n \pm mB_{n-1}], \quad (204)$$

где

$$R_n = \Delta Y_{no}^* \mp \frac{B_{n-1}}{A_n}. \quad (205)$$

<sup>1</sup> При наиболее неблагоприятных для данного допущения условиях ( $\Phi = 1$ ,  $E_{жж} = 0$ ) на участке наибольшей выпуклости кривой равновесия при относительной летучести компонентов  $\epsilon < 3$  ошибка  $\delta$  в подсчете  $Y_{nm}^*$  не превышает  $\pm 1\%$ .

Соответственно при  $\Phi = 0,7$ ,  $E_{жж} = 0,5$  (значения, обычные для практики) и  $\epsilon < 3$   $\delta < \pm 0,1\%$ .

Уравнение (204) является зависимостью, характеризующей изменение концентрации НКК в жидкости по длине тарелки.

Подставим значения  $Y_{nm\text{ пр}}$ ,  $Y_{nm}^*$  и  $X_{nm}$  соответственно из уравнений (200), (201) и (204) в уравнение (197). Отметим при этом, что  $Y_{n\text{ ср. пр}} = Y_{(n-1)\text{ ср}}$ .

После преобразований получим зависимость, характеризующую изменение концентрации НКК в паре непосредственно над жидкостью по направлению движения жидкости:

$$Y_{nm*} = Y_{(n-1)\text{ ср}} + (\exp mA_n - 1) e_n \cdot E_{nж} + E_{nж} \cdot \Delta Y_{no}^* \pm B_{n-1} (m - 0,5). \quad (206)$$

Полученная зависимость при достаточно малом значении комплекса  $m \cdot A_n$  близка к линейной.<sup>1</sup> Имея это в виду, выразим зависимость  $Y_{nm*} = \varphi(m)$  уравнением прямой

$$Y_{nm*} = Y_{n\text{ ср}} + B_{nж} (m - 0,5). \quad (207)$$

Среднее значение концентрации НКК в паре над  $n$ -й тарелкой  $Y_{n\text{ ср}}$  и угловой коэффициент  $B_{nж}$  определим из уравнения (206):

$$Y_{n\text{ ср}} = \frac{1}{m_1 - m_0} \int_{m_0=0}^{m_1=1} Y_{nm*} dm = Y_{(n-1)\text{ ср}} + \frac{E_{nж}}{A_n} \times \times [(\exp A_n - 1) R_n \pm B_{n-1}]. \quad (208)$$

Уравнение (208) характеризует изменение средней концентрации НКК в паре по высоте колонны от тарелки к тарелке.

Наклон прямой линии  $B_{nж}$  определим как средний наклон касательных к кривой  $Y_{nm*} = \varphi(m)$ :

$$B_{nж} = \frac{1}{m_1 - m_0} \int_{m_0=0}^{m_1=1} \left( \frac{dY_{nm*}}{dm} \right) dm = \frac{1}{m_1 - m_0} \int_{m_0=0}^{m_1=1} Y_{nm*} \quad (209)$$

или

$$B_{nж} = E_{nж} \cdot R_n \cdot (\exp A_n + 1) \pm B_{n-1}. \quad (210)$$

Согласно принятому ранее допущению перепад концентраций НКК в паре по направлению движения жидкости уменьшается по мере движения пара в межтарелочном пространстве. Иначе говоря, перепад концентраций НКК в паре непосредственно над жидкостью, приходящийся на единицу длины тарелки  $\frac{dY_{nm*}}{dm} = B_{nж}$ , будет больше перепада концентраций при подходе к вышележащей тарелке  $\frac{dY_{nm}}{dm} = B_n$ .

<sup>1</sup> Практически  $mA_n$  меньше единицы, так как  $m$  изменяется в пределах от 0 до 1, а  $A_n$  обычно мало отличается от единицы.

Отношение указанного уменьшения перепада концентраций к максимально возможному характеризует степень выравнивания концентрации НКК в паре при его движении в межтарелочном пространстве:

$$\frac{B_{нж} - B_n}{B_{нж}} = E_n. \quad (211)$$

В уравнении (211)  $E_n$  — степень перемешивания пара при его движении в зоне пара.

Решая совместно уравнения (209) и (210) относительно  $B_n$ , получаем зависимость, характеризующую наклон линии изменения концентрации НКК в паре по длине тарелки при подходе к вышележащей тарелке:

$$B_n = (1 - E_n) [E_{нж} \cdot R_n (\exp A_n - 1) \pm B_{n-1}]. \quad (212)$$

Зависимость, характеризующая изменение концентрации пара по длине тарелки при подходе к вышележащей тарелке, имеет вид, аналогичный зависимости (207):

$$Y_{nm} = Y_{n\text{cp}} \pm B_n (m - 0,5). \quad (213)$$

Полученные уравнения (204), (207) и (213) представляют собой зависимости концентраций НКК в жидкой и паровой фазах по длине тарелки. Уравнение (208) показывает изменение средней концентрации НКК в паре от тарелки к тарелке. Из этих соотношений как частные случаи вытекают некоторые рассмотренные выше уравнения.

Так, например, при отсутствии перемешивания жидкости вдоль тарелки и полного перемешивания пара в межтарелочном пространстве  $E_n = 1$  и  $E_{ж} = 0$ . Подставляя эти значения в уравнение (208), после преобразований получаем<sup>1</sup>

$$Y_{n\text{cp}} = Y_{(n-1)\text{cp}} + \frac{\Phi}{E_{нж} \cdot a_n} \left( \exp \frac{a_n \cdot E_{нж}}{\Phi} - 1 \right) (Y_{no}^* - Y_{(n-1)\text{cp}}). \quad (214)$$

Выражение (214) целиком совпадает с уравнением Льюиса, [49], выведенным для данного частного случая.

Рассмотрим другой частный случай. Допустим, что имеется случай полного перемешивания как жидкости, так и пара, т. е.  $E_{ж} = 1$  и  $E_n = 1$ . Подставив эти значения  $E_{ж}$  и  $E_n$  в уравнение (206), после преобразований получим<sup>2</sup>

$$Y_{n\text{cp}} = Y_{(n-1)\text{cp}} + E_{нж} (Y_{n\text{cp}}^* - Y_{(n-1)\text{cp}}). \quad (215)$$

<sup>1</sup> При преобразовании уравнения (208) следует учитывать, что в условиях полного перемешивания пара  $Y_{no\text{np}} = Y_{(n-1)\text{cp}}$ , в результате, как это следует из уравнения (196),

$$(Y_{no} - Y_{(n-1)\text{cp}}) = E_{нж} (Y_{no}^* - Y_{(n-1)\text{cp}}).$$

<sup>2</sup> Производя преобразования, следует иметь в виду, что  $(\exp A_n - 1) \rightarrow A_n$  при  $A_n \rightarrow 0$ . С целью избежать неопределенности следует в уравнении (206) комплекс  $(\exp A_n - 1)$  заменить на  $A_n$ , так как  $A_n \rightarrow 0$  при  $E_n \rightarrow 0$ .

Это уравнение полностью совпадает с известным уравнением Мерфри [42].

Приведенные примеры подтверждают общий характер выведенных уравнений.

С целью некоторого упрощения уравнений изменения концентраций в тарельчатом аппарате проанализируем относительное влияние отдельных факторов на процесс массопередачи в целом [62].

Эффективность суммарного процесса массообмена на тарелке условимся характеризовать величиной изменения средней концентрации НКК в паре при прохождении его через данную тарелку:

$$\Delta Y_{n\text{cp}} = Y_{n\text{cp}} - Y_{(n-1)\text{cp}}. \quad (216)$$

Подставляя в уравнение (216) значения  $Y_{n\text{cp}}$  и  $Y_{(n-1)\text{cp}}$  из уравнения (214), получим

$$\Delta Y_{n\text{cp}} = \frac{E_{n\text{жс}}}{A_n} [(\exp A_n - 1) R_n \pm B_{n-1}]. \quad (217)$$

Из уравнения (217) следует, что с изменением величины  $E_{n\text{жс}}$  от 0 до 1 при постоянных значениях всех других аргументов  $\Delta Y_{n\text{cp}}$  меняется от 0 до своего максимального значения<sup>1</sup>.

Это значит, что при изменении степени достижения равновесия  $E_{n\text{жс}}$  от 0 до 1 перепад концентраций от тарелки к тарелке  $\Delta Y_{n\text{cp}}$  будет изменяться на 100% своей максимальной величины.

Таким образом, влияние процесса массообмена между паром и жидкостью на процесс массопередачи в целом безусловно должно учитываться при расчете колонного аппарата.

Рассмотрим далее влияние двух других элементарных процессов массообмена на процесс в целом.

Ввиду сложности зависимости между  $\Delta Y_{n\text{cp}}$  и  $E_{\text{жс}}$  и  $E_n$  непосредственный анализ уравнения (217) не дает наглядного представления об относительном влиянии перемешивания пара и жидкости на эффективность процесса в целом.

Порядок величин может быть показан на примере расчета контактного устройства с перекрестным током фаз при различных условиях перемешивания жидкости и пара.

Произведем расчет изменения концентраций компонентов в ректификационной колонне при разгонке смеси толуол—четырёххлористый углерод.

Рассмотрим семь частных случаев:

а) В жидкости полностью отсутствует перемешивание.

<sup>1</sup> Действительно, если  $E_{n\text{жс}} \rightarrow 0$ , то  $A_n \rightarrow 0$ , а следовательно, и  $(\exp A_n - 1) \rightarrow 0$ .

При этом  $B_{n-1}$  и  $\Delta Y_{n\text{cp}}$  также стремятся к нулю.

Перемешивание пара характеризуется значениями  $E_n=0$ ;  $E_n=0,5$ ;  $E_n=1$ .

б) Жидкость частично перемешана,  $E_{жс}=0,5$ .

Перемешивание пара характеризуется значениями  $E_n=0$ ;  $E_n=0,5$ ;  $E_n=1$ .

в) Жидкость полностью перемешана,  $E_{жс}=1$ . В этом случае  $E_n=1$ .

С целью более наглядного выявления влияния процессов массообмена внутри фаз следующие параметры во всех случаях принимаем одинаковыми:  $\Phi=0,8$ ;  $E_{пжс}=0,86$ ;  $X_K=0,2$ ,  $X_D=0,78$ .

Движение жидкости на соседних тарелках противонаправлено.

Результаты расчета сведены в табл. 8 и представлены на графиках (фиг. 60). Расчет произведен для двух нижних тарелок.

Таблица 8

Изменение концентраций низкокипящего компонента по высоте колонны в зависимости от  $E_{жс}$  и  $E_n$  ( $\Phi=0,8$ ;  $E_{пжс}=0,86$ ;  $X_K=0,2$ )

№ по пор.	$n$	$E_{жс}$	$E_n$	$X_{по}$	$Y_{по}^*$	$a_n$	$Y_{(n-1)cp}$	$A_n$	$R_n$	$B_n$	$Y_{ncp}$
1	1	0	0	0,277	0,478	1,05	0,37	1,13	0,108	0,195	0,543
2	2	0	0	0,492	0,701	0,72	0,543	0,775	0,314	0,12	0,740
3	1	0	0,5	0,277	0,478	1,05	0,37	1,13	0,108	0,097	0,543
4	2	0	0,5	0,492	0,701	0,72	0,543	0,775	0,244	0,074	0,743
5	1	0	1	0,277	0,478	1,05	0,37	1,13	0,108	0,00	0,543
6	2	0	1	0,492	0,701	0,72	0,543	0,775	0,158	0,00	0,748
7	1	0,5	0	0,277	0,478	1,05	0,37	0,567	0,108	0,071	0,496
8	2	0,5	0	0,43	0,649	0,775	0,496	0,418	0,286	0,057	0,655
9	1	0,5	0,5	0,277	0,478	1,05	0,37	0,567	0,108	0,036	0,496
10	2	0,5	0,5	0,43	0,649	0,775	0,496	0,418	0,221	0,032	0,659
11	1	0,5	1	0,277	0,478	1,05	0,37	0,567	0,108	0,00	0,496
12	2	0,5	1	0,43	0,649	0,775	0,496	0,418	0,153	0,00	0,660
13	1	1	1	0,277	0,478	1,05	0,37	0,00	0,108	0,00	0,463
14	2	1	1	0,392	0,612	0,83	0,463	0,00	0,149	0,00	0,591

Как видно из приведенной таблицы и графиков, степень перемешивания жидкости по длине ее пути на тарелке оказывает значительное влияние на эффективность процесса массообмена.

Так, если принять изменение концентрации НКК в парах  $\Delta Y_{cp}$  на первых двух тарелках за 100% при  $E_{жс}=0$ , то изменение концентрации на этом же участке колонны при  $E_{жс}=1$  составляет 58,5% (табл. 9).

Однако следует заметить, что, несмотря на значительное влияние процесса массообмена между соседними слоями жидкости, он не является решающим для процесса в целом в отличие от массообмена между жидкостью и паром.

Так с изменением  $E_{жс}$  от 0 до 1 уменьшение эффективности процесса в целом составляет примерно 40% от максимальной величины  $\Delta Y_{n\text{ ср}}$ . Такие же колебания  $E_{пжс}$  влекут за собой изменение  $\Delta Y_{n\text{ ср}}$  на 100% от максимальной величины.

Таблица 9

Влияние перемешивания жидкости на изменение концентраций НКК в парах на двух нижних тарелках ( $\Phi = 0,8$ ;  $E_{пжс} = 0,86$ ;  $E_n = 0$ ;  $X_K = 0,2$ )

$E_{жс}$	$Y_{2\text{ ср}} - Y_K = \Delta Y_{ср}$	%
0	$0,748 - 0,370 = 0,378$	100
0,5	$0,660 - 0,370 = 0,290$	76,5
1	$0,591 - 0,370 = 0,221$	58,5

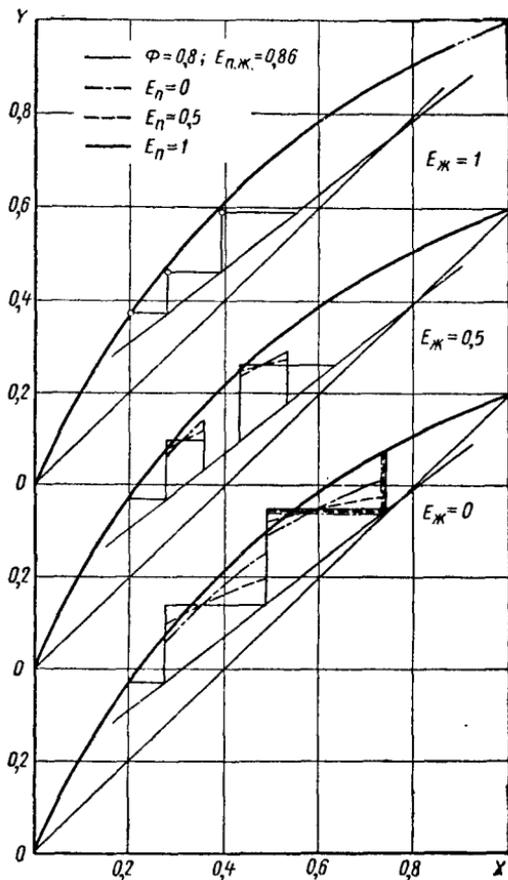
Третьим элементарным процессом является процесс массообмена между соседними по ходу жидкости слоями пара. Как видно из разобранного примера, влияние этого процесса на эффективность процесса в целом весьма незначительно.

Так, в нашем случае при  $E_{жс} = 0,5$  перепад концентраций НКК в парах на двух нижних тарелках изменяется всего лишь на 2,4% с изменением  $E_n$  от 0 до 1 (табл. 10).

Принимая во внимание близость условий примера к имеющим место в работающих установках, можно считать, что в большинстве случаев фактором перемешивания пара можно пренебречь без опасения сделать большую ошибку. Следует учесть, что в данном примере рассмотрено влияние этого фактора на нижних тарелках и при наибольшей выпуклости кривой равновесия, где оно выражено наиболее сильно.

Проведенный анализ приводит к следующим выводам:

1. Массообмен между паром и жидкостью (характеризуется степенью достижения равновесия между паром и жидкостью) — процесс первостепенной важности в общей картине массообмена



Фиг. 60. Изменение концентраций НКК по высоте колонны.

## Влияние перемешивания пара на изменение концентраций НКК в парах на двух нижних тарелках

$$(\Phi = 0,8; E_{пж} = 0,86; E_{ж} = 0; X_K = 0,2)$$

$E_n$	$Y_{2cp} - Y_K = \Delta Y_{cp}$	%
0	0,740—0,370=0,370	97,6
0,5	0,743—0,370=0,373	98,5
1	0,748—0,370=0,378	100

в тарелочном аппарате. Этот процесс всегда должен учитываться при расчетах.

2. Массообмен между соседними по ходу слоями жидкости (характеризуется степенью перемешивания жидкости) — процесс второстепенной важности. В большинстве случаев он должен быть учитываем при расчетах.

3. Массообмен между соседними по ходу жидкости слоями пара (характеризуется степенью перемешивания пара) — процесс третьей степени важности. Должен учитываться лишь при особо точных расчетах. В большинстве случаев этим процессом можно пренебречь.

В соответствии с этим все методы расчета контактных устройств перекрестного тока можно разделить на четыре группы:

1. Расчет в первом приближении. Предполагается полное достижение равновесия между жидкостью и паром при условии полного перемешивания жидкости и пара по длине тарелки (так называемая «теоретическая тарелка»). При этом  $E_{пж} = 1$ ;  $E_{ж} = 1$  и  $E_n = 1$ .

Данные расчета, выполненные по этому методу, могут оказаться в полном несоответствии с действительностью.

2. Расчет во втором приближении. При этом расчете учитывается лишь процесс массообмена между паром и жидкостью ( $1 > E_{пж} > 0$ ;  $E_{ж} = 1$ ;  $E_n = 1$ ).

При пользовании таким расчетом возможна ошибка до 40%.

3. Расчет в третьем приближении. В этом случае не учитывается лишь массообмен между соседними по ходу жидкости слоями пара ( $1 > E_{пж} > 0$ ;  $1 > E_{ж} > 0$ ;  $E_n = 1$ ).

В этом расчете, как было видно из примера, ошибка имеет порядок 1—2%.

4. Расчет в четвертом приближении. При этом расчете учитываются все три элементарных процесса массообмена. Точность этого расчета весьма велика.

Для обычных технических расчетов может быть рекомендован метод расчета в третьем приближении как метод, имеющий вполне удовлетворительную точность.

Расчетные уравнения для этого метода могут быть легко получены из более точных уравнений, учитывающих влияние всех рассмотренных факторов.

Так, например, уравнение для расчета величины перепада концентраций НКК в паровой фазе от тарелки к тарелке  $\Delta Y_{n\text{cp}}$  можно получить из уравнений (212), (217), считая, что пары в межтарелочном пространстве полностью перемешаны.

В этом случае  $E_n = 1$ . Подставив это значение  $E_n$  в уравнение (212), после преобразования уравнений (217) и (212) получим следующие зависимости.

В случае равнонаправленного движения жидкости

$$\Delta Y_{n\text{cp}} = E_{nж} \cdot (Y_{no}^* - Y_{(n-1)0}) \frac{\exp A_n - 1}{A_n}. \quad (218)$$

В случае противонаправленного движения жидкости

$$\Delta Y_{n\text{cp}} = E_{nж} \cdot (Y_{no}^* - Y_{(n-1)1}) \cdot \frac{\exp A_n - 1}{A_n}. \quad (219)$$

При этом к. п. д. тарелки

$$\eta_T = \frac{\Delta Y_{n\text{cp}}}{Y_n^* - Y_n} = E_{nж} \cdot \frac{\exp A_n - 1}{A_n}. \quad (220)$$

В данном случае  $Y_n = Y_{(n-1)0}$ , так как пар приходит полностью перемешанным и имеет одинаковую концентрацию по сечению.

В выражениях (218) и (219) комплекс  $\frac{\exp A_n - 1}{A_n}$  характеризует влияние перемешивания потока жидкости по направлению движения на тарелке.

В случае, если жидкость перемешана полностью,  $E_{жс} = 1$  и  $\frac{\exp A_n - 1}{A_n} = 1$ , а  $\eta_T = E_{nж}$ . Тарелка в этом случае отличается от теоретической лишь степенью достижения равновесия между паром и жидкостью.

Поскольку  $\frac{\exp A_n - 1}{A_n} > 1$ , тарелки с частичным перемешиванием жидкости при равных условиях достижения равновесия между паром и жидкостью более эффективны, чем тарелки полного перемешивания жидкой фазы.

Учитывая принятое допущение о постоянстве состава по высоте слоя жидкости, единственный контакт между паром и жидкостью на участке тарелки  $dm$  может рассматриваться как взаимодействие фаз при полностью перемешанной жидкой фазе. В этом случае выражение (188) для числа единиц переноса массы примет вид

$$m_Y = \frac{1}{e^{\sigma}} \ln \frac{1}{1 - E_{nж}}. \quad (221)$$

Средняя движущая сила может быть найдена по уравнению

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_{cp}}{m_Y}. \quad (222)$$

Подставляя в уравнение (222) значение  $\Delta Y_{cp}$  из уравнения (218), и значение  $m_Y$  из уравнения (221), получаем

$$\Delta_{cp} = e'' \cdot E_{пж} \cdot \frac{Y_n^* - Y_n}{\ln \frac{1}{1 - E_{пж}}} \cdot \frac{\exp A_n - 1}{A_n}. \quad (223)$$

Как видно из выражения (223), средняя движущая сила процесса массопередачи при перекрестном токе зависит от элементарных процессов, характеризующихся коэффициентами  $E_{пж}$  и  $E_{жс}$  [ $A_n = \varphi(E_{пж}; E_{жс})$ ].

Расчет числа необходимых контактных устройств перекрестного тока производится в той же последовательности, что и расчет для прямотока (стр. 83).

### СХЕМЫ РАСЧЕТА ВЫСОТЫ КОЛОННЫ

Последовательность расчета высоты колонны зависит от характера относительного движения фаз на контактных устройствах. Применяются две схемы расчета.

Первая из них используется для расчета колонны с контактными устройствами, в каждом из которых можно получить любой наперед заданный перепад концентраций. К таким контактным устройствам относятся устройства, работающие с противотоком фаз (насадочные и пленочные).

Вторая схема расчета используется при расчете колонны, имеющей контактные устройства с ограниченной величиной перепада концентраций. К этим контактным устройствам относятся все контактные устройства, кроме противоточных.

**Схема расчета высоты колонны при контактных устройствах с неограниченным перепадом концентраций.** Поскольку в контактном устройстве можно получить любой перепад концентраций, каждая из секций (укрепляющая и исчерпывающая) оборудуется одним контактным устройством и расчет высоты колонны сводится к расчету высоты контактного устройства.

Учитывая, что поперечное сечение колонны обычно находится из условия оптимального гидравлического режима, ее высота  $H$  определяется условной площадью контакта фаз  $F$  и периметром поперечного сечения насадки  $Z$ .

При этом расчет высоты колонны производится в следующей последовательности:

1. Зная скорости пара и жидкости, рассчитываем гидравлический режим в аппарате и на основе кинетических зависимостей (стр. 116), определяем коэффициент массопередачи  $K$  отдельно для

каждого из двух контактных устройств (исчерпывающего и укрепляющего).

2. По уравнению (160) или (161) [в случае небольшого перепада концентраций можно воспользоваться соответственно уравнениями (167), (168)] определяем среднюю движущую силу процесса  $\Delta_{cp}$ .

3. По уравнению (158) определяем количество переданной массы в единицу времени  $M$ .

4. Зная периметр поперечного сечения насадки  $Z$ , подставляем это значение наряду с  $H$ ,  $K$  и  $\Delta_{cp}$  в уравнение (159) и определяем высоту контактного устройства  $H_1$ .

5. Рассчитав аналогично предыдущему высоту второго контактного устройства  $H_2$ , находим общую высоту колонны

$$H = H_1 + H_2.$$

**Схема расчета высоты колонны при контактных устройствах с ограниченным перепадом концентраций.** В этом случае размеры контактного устройства обычно бывают известны из условий гидродинамического режима (стр. 44).

Поскольку размеры каждого из контактных устройств известны, высота колонны определяется числом таких устройств. В свою очередь, число контактных устройств определяется из условия равенства общего перепада концентраций по колонне сумме перепадов в отдельных контактных устройствах.

Таким образом, задача сводится к определению перепадов концентрации в каждом из контактных устройств. Решение этой задачи облегчается использованием графического метода Мерффри.

При этом принимается следующая схема расчета:

1. Исходя из гидродинамической обстановки, по кинетическим зависимостям для данного типа контактного устройства определяем значение коэффициента массопередачи  $K$ .

2. Задаемся рядом значений концентрации на участке ее изменения в колонне. Для каждого из этих значений рассчитываем среднюю движущую силу в контактном устройстве, при этом используется соответствующее уравнение в зависимости от относительного движения фаз (см. табл. 11).

3. Зная условную поверхность контакта  $F$ , секундный расход одной из фаз ( $V$  или  $L$ ) и коэффициент массопередачи по уравнению (153), определяем перепад концентраций для каждого из принятых значений концентрации.

4. По полученным значениям перепадов концентрации строим кинетическую кривую и графическим способом определяем число контактных устройств  $n_\partial$ .

5. Зная число контактных устройств и высоту одного контактного устройства  $h$ , определяем общую высоту колонны

$$H = n_\partial \cdot h.$$

Уравнения для расчета  $\Delta_{ср}$ ,  $m_Y$  и  $\eta_T$  в контактных устройствах с различным относительным движением фаз

Характер относительного движения фаз	$\Delta_{ср}$	$m_Y$	$\eta_T$
Общие выражения без учета относительного движения	$\Delta_{ср} = \frac{Y_{\theta} - Y_{\kappa}}{Y_{\theta}} \int_{Y_{\kappa}}^{Y_{\theta}} \frac{dY}{e''(Y^* - Y)}$	$m_Y = \int_{Y_{\kappa}}^{Y_{\theta}} \frac{dY}{e''(Y^* - Y)}$	$\eta_T = \frac{Y_{\theta} - Y_{\kappa}}{Y_{\theta}^* - Y_{\kappa}}$
Противоток и прямоток фаз	$\Delta_{ср} = e'' \frac{\left(1 - \frac{a}{\Phi}\right) (Y_{\theta} - Y_{\kappa})}{\ln \frac{Y_{\theta}^* - Y_{\kappa}}{Y_{\theta}^* - Y_{\theta}}}$	$m_Y = \frac{Y_{\theta}^* - Y_{\kappa}}{\ln \frac{Y_{\theta}^* - Y_{\theta}}{Y_{\theta}^* - Y_{\kappa}}} = \frac{a}{e'' \left(1 - \frac{a}{\Phi}\right)}$	$\eta_T = \frac{1 - \exp \frac{B}{a}}{1 - \frac{a}{\Phi}}$ $(B = e'' m_Y \cdot \left(\frac{a}{\Phi} - 1\right))$
Перекрестный ток фаз	$\Delta_{ср} = e'' \cdot E_{пж} \frac{Y_{\theta}^* - Y_{\kappa}}{\ln \frac{1 - E_{пж}}{1 - E_{пж}}}$ $\times \frac{\exp A_n - 1}{A_n},$ $A_n = \frac{E_{пж} \cdot (1 - E_{ж}) a_n}{\Phi}$	$m_Y = \frac{1}{\ln \frac{1 - E_{пж}}{1 - E_{пж}}} = \frac{1}{e''}$	$\eta_T = E_{пж} \cdot \frac{\exp A_n - 1}{A_n}$
Полное перемешивание жидкой фазы	$\Delta_{ср} = e'' \frac{Y_{\theta} - Y_{\kappa}}{\ln \frac{Y_{\theta}^* - Y_{\theta}}{Y_{\theta}^* - Y_{\kappa}}}$	$m_Y = \frac{Y_{\theta}^* - Y_{\theta}}{\ln \frac{Y_{\theta}^* - Y_{\theta}}{Y_{\theta}^* - Y_{\kappa}}} = \frac{1}{e''}$	$\eta_T = E_{пж} = 1 - \exp \left[ -e'' m_Y \right]$

Эта схема расчета числа контактных устройств может быть несколько изменена. Учитывая, что перепад концентраций определяется значением  $\eta_T$ , являющимся функцией  $m_Y$ , а  $m_Y$ , в свою очередь, есть функция  $K$ , число контактных устройств может быть определено без расчета средней движущей силы в явном виде. В этом случае пункты 2 и 3 схемы расчета высоты колонны могут быть записаны в следующем виде:

2. Зная условную поверхность контакта  $F$ , секундный расход одной из фаз ( $V$  или  $L$ ) и коэффициент массопередачи  $K$ , определяем число единиц переноса массы:

$$m_Y = \frac{FK}{V} \text{ или } m_X = \frac{FK}{L}.$$

3. Задаемся рядом значений концентрации на участке ее изменения в колонне. Для каждого из этих значений рассчитываем коэффициент полезного действия тарелки  $\eta_T$  и по нему определяем соответствующий перепад концентраций (при этом используются уравнения в зависимости от относительного движения фаз (табл. 11).

Второй вариант схемы расчета числа контактных устройств более удобен при расчете контактных устройств с перекрестным движением фаз.

Все расчетные уравнения, выведенные в настоящей главе, для удобства пользования сведены в табл. 11.

---

**ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ****ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРОЦЕССА МАССОПЕРЕДАЧИ**

При расчете высоты колонны необходимо знать разделительную способность (перепад концентраций) отдельных контактных устройств. Как видно из основного уравнения массопередачи (145), разделительная способность зависит наряду с движущей силой процесса от коэффициента массопередачи  $k$  и от величины действительной поверхности контакта фаз  $F_k$ . Обе эти величины определяют собой эффективность реализации движущей силы массопередачи, возникающей между контактирующими фазами.

Поскольку раздельное определение этих величин невозможно (стр. 78), эффективность процесса массопередачи практически характеризуют комплексом  $K = kf$ . Величина этого комплекса определяется условиями диффузионного и конвективного переноса вещества из фазы в фазу.

Как показал В. В. Кафаров [52], при взаимодействии фаз в результате их относительного движения пограничные слои постоянно обновляются за счет турбулентного движения в каждой из фаз. При этом происходит изменение формы и размеров поверхности контакта фаз. Соотношение между молекулярным и конвективным переносом массы определяется гидродинамикой потоков фаз. Поскольку большинство реальных аппаратов работает в области турбулентного движения фаз и характеризуется интенсивным вихреобразованием на границе их раздела, массопередача осуществляется главным образом за счет конвективного переноса и является функцией гидродинамической обстановки в зоне межфазного контакта.

Таким образом, для того чтобы однозначно охарактеризовать эффективность процесса массопередачи, необходимо иметь величину, однозначно характеризующую гидродинамическую обстановку при контакте паровой и жидкой фазы.

При всем многообразии конструкций контактных устройств используются лишь два способа взаимодействия фаз:

1) взаимодействие посредством обтекания паровым потоком тонкой пленки жидкости (пленочные аппараты);

2) взаимодействие посредством барботажа парового потока через слой жидкости (тарельчатые аппараты).

В каждом из этих случаев в силу их специфики гидродинамическая обстановка оценивается по-разному.

Отличительной особенностью первого случая является непрерывность потоков фаз. Для второго случая характерным является разрыв потоков фаз за счет образования пузырьков паровой фазы в жидкости и отрыва жидкой фазы в виде капель. Практически в случае барботажа трудно дать отдельную характеристику движения каждой из фаз и приходится рассматривать всю зону барботажа как единый динамический двухфазный слой.

В соответствии со сделанными замечаниями способы характеристики гидродинамической обстановки и эффективности процесса массопередачи в условиях пленочного взаимодействия фаз и в условиях барботажа ниже рассматриваются отдельно.

### ГИДРОДИНАМИЧЕСКАЯ ОБСТАНОВКА В УСЛОВИЯХ ПЛЕНОЧНОГО ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ ФАЗ

В условиях пленочной ректификации можно рассматривать отдельно гидродинамические режимы движения паровой и жидкой фазы. В качестве гидродинамической характеристики при этом может быть использован критерий кинематического подобия

$$Re = \frac{w\delta}{\nu}, \quad (224)$$

где  $Re$  — критерий Рейнольдса;

$w$  — средняя скорость потока в  $m/сек$ ;

$\delta$  — геометрическая характеристика поперечного сечения потока в  $m$ ;

$\nu$  — коэффициент кинематической вязкости в  $m^2/сек$ .

Обычно, учитывая малую толщину пленки, ее течение даже на искривленных поверхностях (трубах, насадках) рассматривают как плоское.

В зависимости от величины  $Re$  наблюдаются три основных режима движения жидкой фазы, стекающей [56] в виде тонкой пленки:

1) ламинарное течение пленки жидкости со спокойной поверхностью раздела фаз ( $Re < 30-50$ );

2) ламинарное течение пленки жидкости с волнистой поверхностью раздела фаз ( $30-50 < Re < 100-400$ );

3) турбулентное течение пленки жидкости ( $Re > 100-400$ ).

В качестве геометрической характеристики потока жидкой фазы принимают среднюю толщину пленки.

Весовой расход жидкости  $G$ , приходящийся на 1 м ширины пленки, связан с толщиной пленки и скоростью движения формулой

$$G' = \gamma' \cdot w' \cdot \delta'. \quad (225)$$

Выражение (224) может быть соответственно преобразовано к виду

$$Re' = \frac{G'}{g \cdot \mu'}, \quad (226)$$

так как

$$\nu' = \frac{\mu' g}{\gamma'} \quad (227)$$

( $\mu'$  — коэффициент динамической вязкости).

Выражение (226) позволяет вычислить  $Re'$  без отдельного измерения толщины пленки и ее средней скорости.

При рассмотрении движения паровой фазы в зависимости от величины  $Re''$  различают следующие режимы:

- 1) ламинарный режим ( $Re'' < 2300$ );
- 2) переходный режим ( $2300 < Re'' < 10\,000$ );
- 3) турбулентный режим ( $Re'' > 10\,000$ ).

При этом в качестве геометрической характеристики принимается эквивалентный диаметр

$$d_{эkv} = \frac{4F}{U}, \quad (228)$$

где  $F$  — площадь сечения потока пара;

$U$  — смоченный периметр.

В случае круглого сечения потока пара (трубчатые, пленочные аппараты)

$$d_{эkv} = \frac{4\pi d^2}{\pi d} = d, \quad (229)$$

где  $d$  — диаметр сечения потока.

В случае плоскопараллельной насадки

$$d_{эkv} = \frac{4 \cdot l \cdot b}{2l} = 2b, \quad (230)$$

где  $l$  — ширина листа;

$b$  — расстояние между листами.

В уравнении (230) смоченный периметр принят равным  $2l$ , поскольку  $l \gg b$ .

### ГИДРОДИНАМИЧЕСКАЯ ОБСТАНОВКА В УСЛОВИЯХ БАРБОТАЖА

Как указывалось выше, в случае барботажа паровой фазы через жидкость отдельное рассмотрение гидродинамики потока паровой и жидкой фаз оказывается невозможным. В этом случае слой жидкости, через который продувается пар, рассматривается обычно как единая парожидкостная система и называется динамическим двухфазным слоем. Стабильность такого слоя при отсутствии расхода пара оказывается равной нулю, т. е. двухфазный динамический слой существует только в процессе барботажа, и

прекращение подачи пара в слой жидкости приводит к прекращению двухфазного динамического слоя в однофазный.

Структура двухфазного динамического слоя зависит от физических свойств жидкости и барботирующего пара, геометрических размеров устройств для ввода пара и скорости движения пара. В ряде исследований на основе визуальных наблюдений [53], [54] и просвечивания слоя гамма-лучами [55], [56] было установлено, что с изменением скорости истечения пара происходят сложные структурные изменения динамического слоя. Опытами было установлено, что фазы по высоте слоя распределяются неравномерно. Наблюдается некоторое повышение плотности слоя вблизи места входа пара в жидкость.

Плотность слоя с увеличением расхода пара непрерывно уменьшается. Происходит насыщение слоя паровой фазой.

Под плотностью слоя при этом подразумевают обычно величину

$$\gamma_{ca} = \frac{G_{ca}}{V' + V''}, \quad (231)$$

где  $G_{ca}$  — общий вес паровой и жидкой фаз в слое;  $V'$  и  $V''$  — соответственно объемы жидкой и паровой фаз.

Для характеристики двухфазного динамического слоя удобно также использовать понятия объемного паросодержания  $\varphi$  и относительной плотности слоя  $\psi$ :

$$\varphi = \frac{V''}{V' + V''}; \quad (232)$$

$$\psi = \frac{\gamma_{ca}}{\gamma'}. \quad (233)$$

Учитывая, что имеют место соотношения

$$\gamma' = \frac{G'}{V'} \text{ и } \gamma'' = \frac{G''}{V''},$$

а  $G_{ca} = G' + G''$ , решим совместно уравнения (231), (232) и (233). Получаем

$$\psi = 1 - \frac{\gamma' - \gamma''}{\gamma'} \varphi. \quad (234)$$

Для геометрической характеристики слоя используется понятие приведенной высоты слоя  $h'$ :

$$h' = \frac{V'}{f}, \quad (235)$$

где  $f$  — площадь контактного устройства (площадь, занимаемая слоем).

Величина  $h'$  характеризует собой высоту слоя жидкой фазы при условии прекращения барботажа.

Иногда  $h'$  называют высотой светлой жидкости.

Высоту динамического слоя  $h_{cл}$  определяем по формуле

$$h_{cл} = \frac{h'}{1 - \varphi}. \quad (236)$$

Учитывая, что между приведенными характеристиками слоя  $\varphi$  и  $\frac{h_{cл}}{h'}$  имеется вполне определенная связь уравнений (234) и (236), любая из этих величин может быть использована в качестве определяемой безразмерной характеристики слоя. В дальнейшем в качестве характеристики слоя будет использована величина  $\varphi$ .

Для определения  $\varphi$  рассмотрим физические факторы, влияющие на динамический двухфазный слой.

Для каждого замкнутого объема данной фазы можно написать соответствующие уравнения движения и сплошности, а именно:

а) уравнения движения и сплошности внутри элементов жидкой фазы

$$\vec{g}\rho' - \text{grad } P^1 + \mu' \Delta^2 \vec{w}' = \rho' \frac{D\vec{w}'}{d\tau}, \quad (237)$$

$$\text{div } \vec{w}' = 0; \quad (238)$$

б) уравнения движения и сплошности внутри элементов паровой фазы

$$\vec{g}\rho'' - \text{grad } P^2 + \mu'' \Delta^2 \vec{w}'' = \rho'' \frac{D\vec{w}''}{d\tau}, \quad (239)$$

$$\text{div } \vec{w}'' = 0; \quad (240)$$

в) уравнения механического взаимодействия фаз на границах раздела

$$\tau'_{тр. зр} = \tau''_{тр. зр}; \quad (241)$$

$$\sigma'_{н зр} = \sigma''_{н зр}; \quad (242)$$

$$\vec{w}'_{зр} = \vec{w}''_{зр}. \quad (243)$$

В уравнениях (237) — (243):

$\rho'$  и  $\rho''$  — соответственно плотность жидкости и пара в  $\text{кг} \cdot \text{сек}^2 / \text{м}^4$ ;

$P^1$  и  $P^2$  — давление соответственно в жидкой и паровой фазах в  $\text{кг} / \text{м}^2$ ;

$\mu'$  и  $\mu''$  — вязкость жидкости и пара в  $\text{кг} \cdot \text{сек} / \text{м}^2$ ;

$\vec{w}'$  и  $\vec{w}''$  — скорость жидкости и пара в  $\text{м} / \text{сек}$ ;

$\tau$  — время в  $\text{сек}$ ;

$\tau'_{тр. зр}$  и  $\tau''_{тр. зр}$  — касательные напряжения на границе раздела фаз в  $\text{кг} / \text{м}^2 \cdot \text{сек}$ ;

$\sigma'_{н зр}$  и  $\sigma''_{н зр}$  — нормальные напряжения на границе раздела фаз в  $\text{кг} / \text{м}^2$ ;

$\vec{w}'_{зр}$  и  $\vec{w}''_{зр}$  — скорости движения фаз на границе их раздела в  $\text{м} / \text{сек}$ .

Следует учитывать скачок давления, вызванный силами поверхностного натяжения,

$$\Delta P_{zp} = \sigma \left( \frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right), \quad (244)$$

где  $\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения в  $кГ/м$ ;  $R_1$  и  $R_2$  — главные радиусы кривизны в данной точке границы раздела в  $м$ .

Гидродинамический режим динамического двухфазного слоя определяется, очевидно, совокупностью независимых переменных, входящих в эти уравнения, и условиями ввода пара в жидкость. Определяющими факторами являются физические константы фаз  $\gamma'$ ,  $\gamma''$ ,  $\mu'$ ,  $\mu''$ ,  $\sigma$ , ускорение силы тяжести  $g$ , характерные скорости жидкости  $w'$  и пара  $w''$  и геометрические размеры контактного устройства.

Эти величины могут быть скомбинированы в безразмерные комплексы, совокупность которых определит в общем случае характеристику динамического двухфазного слоя. Таким образом,

$$\varphi_i = \varphi_i \left( \frac{w'}{w''}; \frac{w''^2}{gl}; \frac{w''l}{v'}; \frac{\sigma}{(\gamma' - \gamma'')l^2}; \frac{\gamma'}{\gamma''}; \frac{\mu'}{\mu''}; \frac{l_1}{l} \dots \right), \quad (245)$$

где  $\frac{w'}{w''}$  — характеристика относительного содержания фаз в слое;

$\frac{w''^2}{gl}$  — характеристика соотношения инерционных сил и силы тяжести в потоке;

$\frac{w''l}{v'}$  — характеристика динамического режима данной фазы  
 $(v' = \frac{\mu'}{\rho'} \text{ м}^2/\text{сек})$ ;

$\frac{\sigma}{(\gamma' - \gamma'')l^2}$  — характеристика соотношения силы поверхностного натяжения и силы тяжести;

$\frac{\gamma'}{\gamma''} = \frac{\rho'}{\rho''}$  — отношение плотностей фаз, характеризующее соотношение между инерционными и объемными силами, приложенными к фазам;

$\frac{\mu'}{\mu''}$  — характеристика соотношения сил трения в фазах;

$\frac{l_1}{l}$  — отношение характерных размеров в барботажном устройстве.

С целью облегчения дальнейшего анализа перечисленные критерии могут быть преобразованы в более удобные комплексы [56]:

$$\left( 1 - \frac{\gamma''}{\gamma'} \right) \left( \frac{w''l}{v'} \right) \frac{gl}{w''^2} \left[ \frac{\sigma}{(\gamma' - \gamma'')l^2} \right]^{\frac{3}{2}} = \frac{\sigma^{\frac{3}{2}} \gamma'}{g \mu'^2 \sqrt{\gamma' - \gamma''}}; \quad (246)$$

$$\left( \frac{w''^2}{gl} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left[ \frac{(\gamma' - \gamma'')l^2}{\sigma} \right]^{\frac{1}{4}} = w'' \sqrt[4]{\frac{\gamma' - \gamma''}{g^2 \sigma}}. \quad (247)$$

Критерий (246) характеризует взаимодействие подъемной (архимедовой) силы в двухфазном слое, сил вязкостного трения в жидкой фазе и сил поверхностного натяжения. Критерий (247) характеризует соотношение между приведенной скоростью пара и предельной скоростью относительного движения одиночных пузырей.

С учетом уравнений (246) и (247) зависимость (245) может быть записана в следующем виде:

$$\varphi = \varphi \left( \frac{w'}{w''}; w'' \sqrt[4]{\frac{\gamma' - \gamma''}{g^2 \sigma}}; \frac{\sigma^{\frac{3}{2}} \gamma'}{g \mu'^2 \sqrt{\gamma' - \gamma''}}; \frac{\sigma}{(\gamma' - \gamma'') l^2}; \frac{\gamma'}{\gamma''}; \frac{\mu'}{\mu''}; \frac{l_1}{l}; \dots \right). \quad (248)$$

Это выражение удобно тем, что число критериев, содержащих  $l$  и  $w''$ , сведено к минимуму.

Полученная функциональная связь (248) удобна для характеристики динамического режима при барботаже пара в виде отдельных пузырьков. Для характеристики динамического двухфазного слоя при струйном характере движения следует эту зависимость несколько видоизменить. При струйном режиме, когда оболочки отдельных пузырей разрушаются и движение пара приобретает струйный характер, взаимодействие фаз в значительной мере определяется инерционными силами. В качестве масштаба для них естественно принять величины  $\rho' w'^2$  и  $\rho'' w''^2$ .

При этом удобно составить новый критерий [56]:

$$w'' \sqrt[4]{\frac{\gamma' - \gamma''}{g^2 \sigma}} \cdot \sqrt{\frac{\gamma''}{\gamma' - \gamma''}} = \frac{w'' \sqrt{\gamma''}}{\sqrt[4]{g^2 \sigma (\gamma' - \gamma'')}}. \quad (249)$$

Этот критерий характеризует соотношение кинетической энергии пара, поверхностной энергии границы раздела фаз и энергии гравитационного поля.

В последнем случае функциональная зависимость для  $\varphi$  примет вид

$$\varphi = \varphi \left( \frac{w'}{w''} \sqrt{\frac{\gamma'}{\gamma''}}; \frac{w'' \sqrt{\gamma''}}{\sqrt[4]{g^2 \sigma (\gamma' - \gamma'')}}; \frac{\sigma^{\frac{3}{4}} \cdot \gamma'}{g \cdot \mu'^2 \sqrt{\gamma' - \gamma''}}; \frac{\sigma}{(\gamma' - \gamma'') l^2}; \frac{\gamma'}{\gamma''}; \frac{\mu'}{\mu''}; \frac{l_1}{l} \dots \right). \quad (250)$$

Полученная таким образом функциональная зависимость наиболее полно характеризует гидродинамическую обстановку на тарелке ректификационной колонны.

Поскольку скорость пара  $w''$  при барботаже значительно больше скорости жидкости  $w'$ , рассматривая гидродинамику двухфазного слоя, последней можно пренебрегать. При достаточно высоком двухфазном слое из маловязких компонентов С. С. Кутаталадзе и М. А. Стырикович рекомендуют также пренебрегать критериями

$$\frac{\sigma^{\frac{3}{2}} \cdot \gamma'}{g \mu'^2 \sqrt{\gamma' - \gamma''}}; \frac{\mu'}{\mu''} \text{ и } \frac{\sigma}{(\gamma' - \gamma'') l^2}.$$

Учитывая, что в условиях барботажа на ректификационной тарелке эти допущения могут быть приняты, выражение для  $\varphi$  значительно упростится и примет вид

$$\varphi = \varphi \left( w'' \cdot \sqrt[4]{\frac{\gamma' - \gamma''}{g^2 \sigma}}; \frac{\gamma'}{\gamma''} \right). \quad (251)$$

### НЕКОТОРЫЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ДАННЫЕ ПО КИНЕТИКЕ ПРОЦЕССА МАССОПЕРЕДАЧИ

Экспериментальные данные по кинетике процесса массопередачи имеются в довольно большом количестве. Однако, ввиду того, что экспериментаторы при обработке своих данных основываются на разных теориях процесса массопередачи, обобщение этих данных оказывается затруднительным. Расчетные уравнения, приведенные в настоящей книге, выведены на основании относительно недавно разработанных теоретических положений термодинамики необратимых процессов и гидравлики динамического двухфазного слоя. Понятно, что из всего многообразия известных данных лишь немногие могут быть обработаны применительно к выведенным выше уравнениям.

Учитывая недостаточность экспериментального материала, приведенные ниже экспериментальные кинетические зависимости следует рассматривать лишь в качестве первого шага в обработке опытных данных на основе изложенной выше теории.

На фиг. 61 представлена зависимость коэффициента массопередачи от гидродинамической характеристики в условиях пленочной ректификации [57].

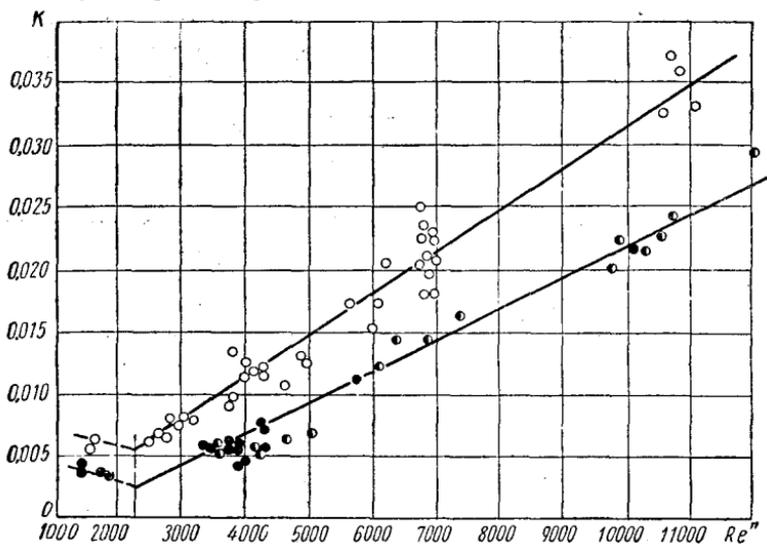
Опыты велись на элементе плоскопараллельной насадки, выполненной из листов  $800 \times 200$  мм и  $800 \times 100$  мм с расстоянием между листами 12 мм.

Была испытана насадка из стали и из стеклоткани двух фактур. Ректифицировалась смесь циклогексан—толуол при атмосферном давлении. Концентрация в кубе колонки изменялась от 0,1 до 0,7.

Как видно из графика фиг. 61, эффективность процесса массопередачи оказалась различной для разных насадок. Для металлической насадки она оказалась несколько выше, чем для насадки из стеклоткани. Из этого можно заключить, что эффективность

массопередачи зависит не только от гидродинамической характеристики потока пара, но и от условий стекания жидкой пленки. Критерий  $Re''$  в рассматриваемых опытах изменялся от 1500 до 12000, т. е. почти все опытные точки лежат в переходной области. В этой области с ростом турбулизации, т. е. с ростом  $Re''$ , эффективность массопередачи возрастала. Однако при  $Re'' < 2300$ , т. е. в области ламинарного движения парового потока, наметилась тенденция к обратной зависимости  $K$  от  $Re''$ .

На фиг. 62 представлен график зависимости  $K$  от гидродинамического фактора в тарельчатых контактных устройствах [58]. За



Фиг. 61. Эффективность массопередачи на плоскостной тарельчатой насадке.

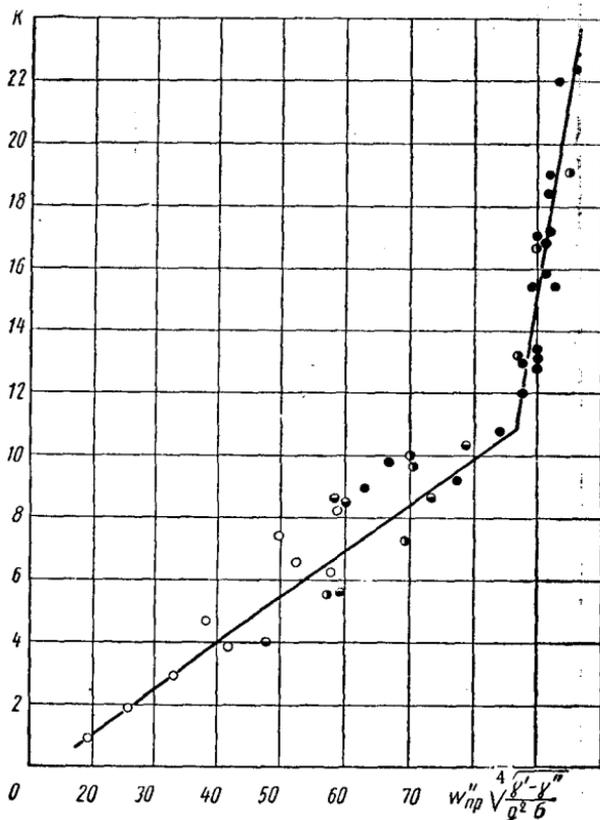
условную поверхность контакта  $F$  принята горизонтальная проекция динамического двухфазного слоя, т. е. поверхность барботажной тарелки за вычетом площади, занимаемой сливными устройствами и колпачками.

В качестве гидродинамической характеристики слоя принят комплекс  $w''_{np} \sqrt[4]{\frac{\gamma' - \gamma''}{g^2 \rho}}$  (см. стр. 114). За характерную скорость парового потока  $w'_{np}$  принималась скорость истечения пара из про- резы, подсчитываемая по уравнению (77).

На графике (фиг. 62) представлены данные, полученные на четырех различных по конструкции и размерам колоннах, работавших в широком диапазоне скоростей пара в свободном сечении колонны (от 0,1 до 1,0 м/сек) при изменении концентраций от 0,25 до 0,6 мольных долей легколетучего компонента. Разделению подвергались смеси бензол—толуол и циклогексан—толуол. Диаметр колонны изменялся от 152 до 1000 мм.

В табл. 12 представлена основная характеристика колонн и смесей, на которых получены экспериментальные данные, приведенные на фиг. 62.

При расчете коэффициента массопередачи по экспериментальным данным, ввиду невозможности расчета по ним параметра  $E_{эб}$ , последний принимался равным 0,5.



Фиг. 62. Эффективность массопередачи на барботажной тарелке:

○ —  $D = 152$  мм, капсульные колпачки; ◐ —  $D = 1000$  мм, туннельные колпачки; ◑ —  $D = 1000$  мм, капсульные колпачки; ● —  $D = 180$  мм, единичная прорезь.

Несмотря на большое различие в конструкции и в размерах тарелок, опытные точки удовлетворительно сгруппировались около одной линии, что подтверждает правильность выбранной характеристики состояния двухфазного слоя.

Следует отметить, что в приведенных данных не отражено влияние изменения физических свойств смеси (вязкость, удельный вес и т. д.), поскольку все экспериментальные данные относятся к смесям с близкими физическими свойствами.

Таблица 12

Характеристика тарелок и режимов работы, на которых получены экспериментальные данные, приведенные на фиг. 62

Источник	Отчет № 5944, УкрНИИХИММАШ 1959 г.	Отчет № 5944, УкрНИИХИММАШ, 1959 г.	Данные автора	Griswold Stewart „Rectification of Benzene—Toluene“ Industrial and Engineering chemistry v 39, N 6, 1947
Схема тарелки				
Диаметр тарелки в мм	1000	1000	180	152
Расстояние между тарелками в мм	600	600	—	300
Диаметр колпачка в мм	100	80×700	Одиночная прорезь	63,5
Число колпачков	29	7	1	2
Высота перелива в мм	30	30	46, 53, 80	25,4
Длина сливного устройства в мм	670	670	12	79,6
Смесь	Бензол — толуол	Бензол — толуол	Циклогексан — толуол	Бензол — толуол

Как видно из графика (см. фиг. 62), с увеличением значения гидродинамического фактора эффективность массопередачи растет сначала умеренно, а после значения  $\varphi=85$  интенсивно.

#### УНОС ЖИДКОЙ ФАЗЫ ПОТОКОМ ПАРА

Выше отмечалось, что расстояние между контактными устройствами (тарелками) определяется наряду с конструктивными соображениями уносом жидкости на вышележащую тарелку.

Обычно жидкость захватывается и уносится на вышележащую тарелку в виде капель различной величины.

Капли жидкости при барботаже образуются как в результате эжекции части жидкости потоком пара, так и в результате разрыва оболочек пузырей пара, выходящих на поверхность динамического слоя.

При этом в первом случае на образование капель расходуется кинетическая энергия парового потока, а во втором случае — поверхностная энергия, освобождающаяся при разрыве пузырей.

До настоящего времени не имеется надежных данных о фракционном составе капель и тем более о соотношении различных видов энергии, идущих на их образование.

После того как капли образовались, они движутся со значительной начальной скоростью и могут подниматься на заметную высоту даже в практически неподвижном паре. Наличие скорости пара увеличивает высоту подъема капель.

В случае если скорость пара превышает скорость витания капли (т. е. скорость пара, при которой сопротивление потоку, обтекающему каплю, оказывается равной весу капли), высота ее подъема становится неограниченной.

Вынос капель на вышележащую тарелку приводит к снижению содержания низкокипящего компонента в потоке влажного пара, так как содержание низкокипящего компонента в жидкости, увлекаемой паром, всегда меньше его содержания в паровой фазе.

Для верхней части колонны при полном отсутствии уноса жидкости паром уравнение рабочей линии имеет вид (см. стр. 28):

$$Y_n = \Phi X_{n+1} + (1 - \Phi) X_D. \quad (252)$$

Если же поток пара увлекает с собой  $l \cdot V$  молей/ч жидкости состава  $X_n$ , соответственно увеличивается количество флегмы на  $l \cdot V$  молей/ч. Это видно из уравнения материального баланса

$$V \cdot Y_n + lVX_n = (L + lD) X_{n+1} + (V - L) X_D. \quad (253)$$

После преобразований получаем уравнение рабочей линии в виде

$$Y'_n = \Phi X_{n+1} - (1 - \Phi) X_D, \quad (254)$$

где

$$Y'_n = Y_n - l(X_{n+1} - X_n) \quad (255)$$

содержание низкокипящего компонента смеси во влажном паре.

В этом случае коэффициент полезного действия тарелки выразится формулой

$$\eta'_T = \frac{Y'_n - Y'_{n-1}}{Y_n^* - Y'_{n-1}} = \frac{\Phi (X_{n+1} - X_n)}{Y_n^* - \Phi X_n - (1 - \Phi) X_D}, \quad (256)$$

где  $Y_n^*$  — концентрация низкокипящего компонента в паре, равновесном жидкости состава  $X_n$ .

Выражение для коэффициента полезного действия при отсутствии уноса с учетом уравнений (252) и (253) можно представить в следующем виде:

$$\eta_T = \frac{Y_n - Y_{n-1}}{Y_n^* - Y_{n-1}} = \frac{\Phi(X_{n+1} - X_n) + l[(X_{n+1} - X_n) - (X_n - X_{n-1})]}{Y_n^* - \Phi X_n - (1 - \Phi)X_D - l(X_n - X_{n-1})}. \quad (257)$$

Подставляя в уравнение (256) значения  $Y'_{n-1}$  и  $Y'_n$  в соответствии с уравнением (255), получаем

$$\eta'_T = \frac{Y_n - Y_{n-1} - e[(X_{n+1} - X_n) - (X_n - X_{n-1})]}{Y_n^* - Y_{n-1} + e(X_n - X_{n-1})}. \quad (258)$$

Приняв обозначения  $Z = (X_{n+1} - X_n) - (X_n - X_{n-1})$ , перепишем последнее уравнение в более простом виде:

$$\eta'_T = \frac{Y_n - Y_{n-1} - eZ}{Y_n^* - Y_{n-1} + e(X_{n+1} - X_n) - eZ}. \quad (259)$$

Из уравнения (257) следует, что

$$X_{n+1} - X_n = \frac{Y_n - Y_{n-1}}{\Phi} - \frac{eZ}{\Phi}. \quad (260)$$

Подставив это значение разности  $X_{n+1} - X_n$  в предыдущее выражение для  $\eta'_T$  и поделив числитель и знаменатель правой части на  $Y_n^* - Y_{n-1}$  с учетом уравнения (257), получим в окончательном виде

$$\eta'_T = \frac{\eta_T - \frac{eZ}{Y_n^* - Y_{n-1}}}{1 + \frac{e\eta_T}{\Phi} - \frac{eZ(e + \Phi)}{\Phi(Y_n^* - Y_n)}}. \quad (261)$$

В большинстве случаев можно без ущерба для точности расчета пренебречь последними членами в числителе и знаменателе уравнения (261).

Тогда

$$\eta'_T = \frac{\eta_T}{1 + \frac{e\eta_T}{\Phi}}. \quad (262)$$

С целью анализа влияния величины уноса  $e$  на коэффициент полезного действия тарелки, преобразуем уравнение (262) к виду

$$\delta = \left(1 - \frac{\eta'_T}{\eta_T}\right) 100 = \left(1 - \frac{1}{1 + e \frac{\eta_T}{\Phi}}\right) 100\%, \quad (263)$$

где  $\delta$  — процент изменения коэффициента полезного действия в результате наличия уноса. На фиг. 63 представлена зависимость  $\delta = \varphi\left(e; \frac{\eta_T}{\Phi}\right)$ . Как видно из графика, заметное уменьшение эффект-

тивности наступает лишь при  $e > 0,05$ . Таким образом, если унос не превышает 4—5% от парового потока, то соответствующим уменьшением коэффициента полезного действия можно пренебречь.

Несмотря на то, что в настоящее время накоплен довольно обширный экспериментальный материал по уносу капель потоком пара, нет достаточно надежных зависимостей для расчета этого процесса в условиях ректификационных колонн. Большинство известных экспериментальных данных получено при изучении уноса с паром, барботирующим через весьма высокий слой жидкой фазы ( $h = 200$  мм и больше). Величина уноса составляла 1—2% [56]. Такой унос мало влияет на эффективность процесса ректификации. Было установлено, что генерирование капель в области динамического двухфазного слоя при значительной его толщине не зависит от конструкции барботажного устройства и целиком определяется скоростью парового потока и физическими свойствами жидкой и паровой фаз.

Конструктивные особенности барботажного устройства начинают заметно оказывать влияние на количество генерируемых капель лишь при высоте слоя меньше 50 мм. Учитывая, что в большинстве контактных устройств ректификационных колонн  $h < 50$  мм, для оценки величины уноса требуются экспериментальные данные для различных конструкций барботажных устройств.

К сожалению таких экспериментальных данных недостаточно.

Для расчета количества уносимой жидкости в условиях ректификационных колонн в первом приближении можно рекомендовать эмпирическое уравнение Ханта [60] для ситчатых тарелок и уравнение Поплавского [61] для колпачковых тарелок.

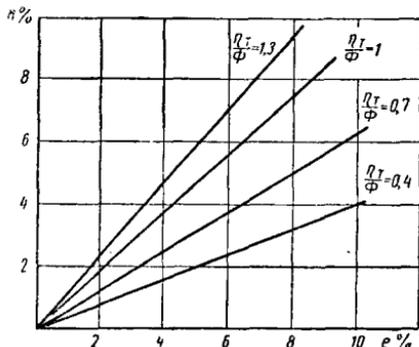
Уравнение Ханта имеет следующий вид:

$$e = 0,00022 \left( \frac{73}{\sigma} \right) \cdot \left( \frac{w''}{h_T} \right) 3,2 \frac{\text{кг жидкости}}{\text{кг пара}}, \quad (264)$$

где  $\sigma$  — поверхностное натяжение жидкости, находящейся на тарелке, в  $\text{дн/см}$ ;

$w''$  — скорость пара в свободном сечении колонны в  $\text{м/сек}$ ;

$h_T$  — высота сепарационного (от уровня динамического слоя до вышележащей тарелки) пространства в  $\text{м}$ .



Фиг. 63. К определению влияния уноса жидкости паром на эффективность процесса ректификации на тарелке.

Эмпирическое уравнение Поплавского для колпачковых тарелок:

$$U = (A\omega''^2 - 1)^2 B \frac{\kappa z \text{ жидкости}}{M^2 d}, \quad (265)$$

$$A = \frac{K_{\kappa} \cdot \gamma''}{2g h_T \gamma'},$$

$$B = 2000 \cdot S \cdot \frac{h'}{h_T},$$

где  $K_{\kappa} = 1,1 \cdot 10^4 \div 1,7 \cdot 10^4$  — коэффициент скорости, зависящий от конструкции колпачка;

$h_T$  — расстояние от уровня чистой жидкости до верхней тарелки в  $M$ ;

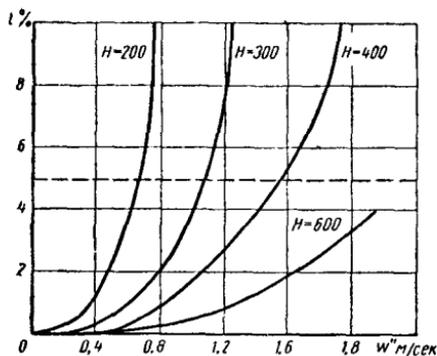
$S$  — суммарная площадь сечения патрубков в  $M^2$ ;

$h'$  — высота динамического слоя на тарелке в  $M$ .

В уравнении (264) учтены условия, влияющие на генерирование капель за счет разрыва пузырей ( $\sigma$ ) и динамических свойств пара ( $\omega''$ ), а также условия, определяющие сепарацию капель из пара ( $h_T$ ). Конструктивные размеры и особенности барботажного устройства этим уравнением совершенно не учитываются.

В уравнении (265) сделана попытка учесть конструктивные особенности барботажного устройства ( $S$ ,  $K_{\kappa}$ ) и особенности динамического слоя ( $h'$ ). К сожалению, зависимость для определения  $K_{\kappa}$  отсутствует.

На фиг. 64 представлены графики зависимости величины уноса жидкости паром от  $\omega''$  и  $h_T$ , рассчитанные по уравнениям (264) и (265). Как видно из этих



Фиг. 64. К определению уноса жидкости паром.

графиков, унос жидкости, заметно влияющий на эффективность работы тарелок ( $e=5\%$ ), наступает для ситчатых тарелок при скоростях пара больше  $0,6$  м/сек.

Таким образом, унос жидкости в виде капель при скоростях пара меньше  $0,6$  м/сек не представляет опасности для эффективности процесса в тарельчатом аппарате.

В этом смысле гораздо бóльшую опасность представляет неравномерность барботажа по сечению тарелки, приводящая к волнообразованию и пульсации жидкости на тарелке. Вследствие этого оказывается возможным выброс жидкости в отдельных частях тарелки на значительную высоту.

Особое внимание уносу жидкости должно быть уделено при ректификации сильно пенящихся жидкостей, способных образовывать значительный слой устойчивой пены.

В этом случае во избежание заброса пены на вышележащую тарелку следует применять сепараторы пара в виде отбойников.

В настоящее время нет каких-либо надежных количественных зависимостей для учета явлений волнообразования и пенообразования.

### ВЫБОР ОПТИМАЛЬНОГО ФЛЕГМОВОГО РЕЖИМА

При расчете ректификационной колонны и при ее эксплуатации очень важно правильно выбрать флегмовый режим.

Как отмечалось выше (стр. 67), флегмовый режим, выражаемый значением доли флегмы  $\Phi$ , влияет на ряд показателей процесса ректификации. Значение  $\Phi$ , определяя потоки жидкой и паровой фаз в колонне ( $L$  и  $V$ ), влияет тем самым на расход греющего пара, на выбор основных размеров колонны при ее проектировании, на качество продукта, получаемого в процессе эксплуатации. Величина  $\Phi$ , как будет показано ниже, определяет также возможность рационального выбора схемы автоматического регулирования колонны.

Рассмотрим отдельно выбор оптимального значения доли флегмы при проектировании и при эксплуатации ректификационных колонн.

#### Выбор оптимального флегмового режима при проектировании

Рассчитывая ректификационную колонну, исходят из известных значений производительности и перепада концентраций по колонне. При этом выбор флегмового режима определяет размеры аппарата, а также расход греющего и охлаждающего агентов, т. е. определяет в конечном итоге капитальные и эксплуатационные затраты. Эксплуатационные расходы, определяемые расходом греющего и охлаждающего агентов, всегда прямо пропорциональны величине  $\Phi$ . Что касается капитальных затрат на изготовление колонной установки, то здесь дело обстоит несколько сложнее. При определении капитальных затрат сказывается двойственное влияние флегмового режима на основные размеры колонны.

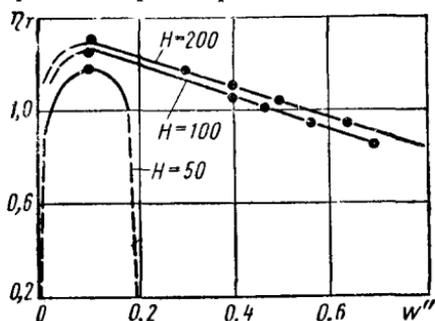
Как было показано выше, изменение величины  $\Phi$  приводит к изменению движущей силы процесса массопередачи и к изменению гидродинамической обстановки в колонне в результате изменения соотношения потоков фаз. С увеличением доли флегмы величина движущей силы процесса всегда возрастает. Это ведет к уменьшению размеров колонны, а следовательно, и к снижению капитальных затрат.

Двойственность влияния  $\Phi$  на капитальные затраты проявляется в связи с изменением гидродинамической обстановки в ко-

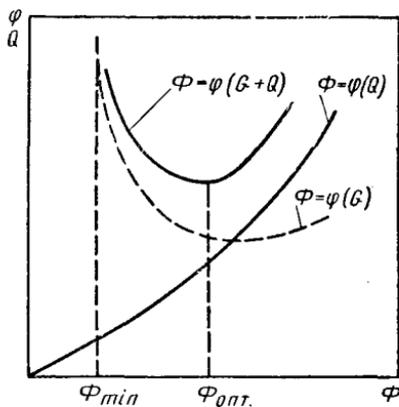
лонне. На эффективность процесса непосредственно влияет ряд факторов. К ним, прежде всего, следует отнести: эффективность массопередачи  $K$ , унос жидкой фазы  $e$  и (в случае тарелок перекрестного тока) перемешивание соседних слоев жидкости  $E_{ж}$ . Изменение гидродинамической обстановки по-разному сказывается на этих факторах.

Если учесть, что с увеличением  $\Phi$  растет нагрузка колонны по потокам пара и жидкости, то при неизменном ее диаметре  $D$  с ростом  $\Phi$  растут значения  $e$  и  $E_{ж}$ . С ростом  $K$  коэффициент полезного действия тарелки  $\eta_T$  растет, а с ростом  $e$  и  $E_{ж}$  — уменьшается.

Последнее, собственно, и является причиной двойственного влияния нагрузки, а следовательно, и  $\Phi$  на эффективность процесса ректификации.



Фиг. 65. Зависимость  $\eta_T$  ситчатых тарелок от скорости пара.



Фиг. 66. К определению оптимального значения доли флегмы.

Если учесть, что при небольших нагрузках влияние  $e$  на  $\eta_T$  ничтожно, то станет очевидной качественная картина изменения эффективности ( $\eta_T$ ) с изменением нагрузки. На фиг. 65 представлена зависимость  $\eta_T = \varphi(w'')$ . Как видно из этого графика  $\eta_T$  с увеличением нагрузки сначала растет, после некоторого значения нагрузки начинает уменьшаться и, наконец, резко падает в результате роста уноса.

Рассматривая совместное влияние  $\Phi$  на движущую силу и эффективность процесса ректификации, следует, по-видимому, ожидать наличие минимума на зависимости  $G = \varphi(\Phi)$  ( $G$  — капитальные затраты).

Наличие минимума определяется следующими обстоятельствами. С ростом  $\Phi$  сначала резко растут движущая сила и эффективность процесса ректификации, а следовательно, требуется меньшая высота аппарата. При дальнейшем росте  $\Phi$  движущая сила продолжает расти, но менее интенсивно, а эффективность процесса сначала немного, а потом резко падает, что приводит к росту размеров аппарата, а следовательно, и капитальных затрат (фиг. 66).

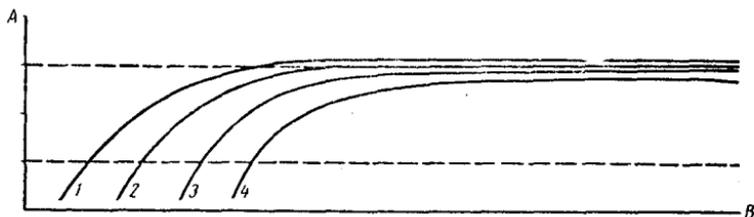
Если исходить из постоянного значения  $\omega''$ , то с ростом нагрузки растет  $D$ , а следовательно, и капитальные затраты. Зависимость  $G=\varphi(\Phi)$  так же, как и в предыдущем случае, имеет минимум.

Суммируя эксплуатационные и капитальные затраты, можно получить зависимость общих затрат от  $\Phi$ . Эта зависимость (фиг. 66) имеет явно выраженный минимум, определяющий оптимальный флегмовый режим.

### Выбор оптимального флегмового режима при эксплуатации

Особенность выбора оптимального флегмового режима при эксплуатации состоит в том, что размеры аппарата известны заранее.

При этом выбор значения  $\Phi$  определяется обычно требуемой производительностью и качеством получаемого продукта (перепадом концентраций в колонне).



Фиг. 67. Зависимость качества дистиллята  $A$  от количества орошения  $B$  при различных нагрузках (качество дистиллята выражено в температурах 95%-ного отгона):

1 —  $F = 3 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; 2 —  $F = 4 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; 3 —  $F = 5 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; 4 —  $F = 6 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Если учесть, что  $\Phi$  влияет на величину движущей силы и эффективность процесса ректификации, то при постоянных размерах колонны зависимость качества продукта от  $\Phi$ , по-видимому, должна иметь экстремальное значение, т. е. рост величины  $\Phi$  до некоторого ее значения положительно сказывается на качестве продукта, при дальнейшем росте  $\Phi$  влияние становится незаметным и, наконец, отрицательным.

Это явление наблюдалось при обследовании промышленных бензольных колонн [63].

В результате этих обследований была получена зависимость качества продукта (содержания бензола) от количества подаваемого орошения  $L$  при различных производительностях колонны (фиг. 67). Из графика видно, что сначала чистота продукта заметно улучшается по мере увеличения количества флегмы. Последующее увеличение  $\Phi$  не дает заметного улучшения продукта, а ведет лишь к перегрузке колонны в связи с расходом лишнего греющего пара в кипятильнике колонны и охлаждающей воды в дефлегматоре.

Таким образом, при эксплуатации за оптимальный флегмовый режим может быть принят такой режим, при котором дальнейшее увеличение доли флегмы не дает заметного улучшения продукта.

Очевидно, что при работе колонны с флегмой меньше оптимальной колонна более чувствительна к изменению ее количества и, наоборот, колонна более инертна при количестве флегмы большем, чем оптимальное.

В связи с этим автоматическое регулирование процесса ректификации практически возможно лишь при значении  $\Phi$  меньшем, чем оптимальное.

### ПРИМЕРЫ РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

**Пример 1.** Рассчитать тарельчатую ректификационную колонну непрерывного действия для разделения смеси бензол—толуол.

Исходные данные: производительность по дистилляту  $D=1000$  кг/ч; начальная концентрация бензола  $g_F=30\%$  (по весу); концентрация бензола в дистилляте  $g_D=90\%$  (по весу); в кубовом остатке  $g_K=1\%$  (по весу); в дефлегматоре производится полная конденсация паров, ректификация происходит при атмосферном давлении.

#### Материальный баланс

Принимаем схему установки согласно фиг. 14.

Из уравнений материального баланса (54) и (55) определяем количество смеси, поступающей на ректификацию  $F$ , и количество отводимого кубового остатка  $K$ :

$$F = K + D \text{ или } F = K + 1000,$$

$$F \cdot g_F = K \cdot g_K + Dg_D \text{ или } F \cdot 0,3 = 0,01 + 1000 \cdot 0,9,$$

решая совместно эти уравнения, находим

$$F = 3069 \text{ кг/ч и } K = 2069 \text{ кг/ч.}$$

#### Кривая равновесия

Кривую равновесных состояний строим по опытным данным [22] (фиг. 68).

#### Выбор флегмового режима

Производим пересчет весовых концентраций  $g_F$ ;  $g_D$  и  $g_K$  в молярные  $X_F$ ;  $X_D$  и  $X_K$  по уравнению (в):

$$X_F = \frac{\frac{g_F}{M_B}}{\frac{g_F}{M_B} + \frac{1-g_F}{M_T}} = \frac{\frac{0,3}{78,12}}{\frac{0,3}{78,12} + \frac{1-0,3}{92,14}} = 0,335,$$

где  $M_B = 78,12$  — молекулярный вес бензола;

$M_T = 92,14$  — молекулярный вес толуола.

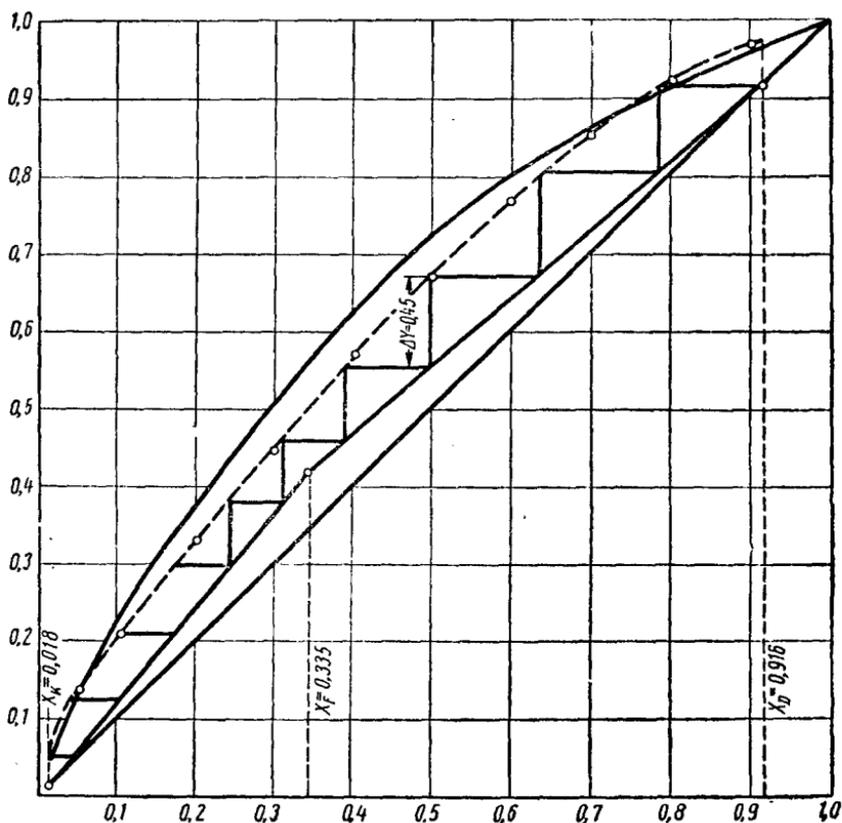
С помощью аналогичных вычислений получаем

$$X_D = 0,916 \text{ и } X_K = 0,0118.$$

По уравнению (67) вычисляем минимальное значение доли флегмы

$$\Phi_{\min} = \frac{X_D - Y_F^*}{X_D - X_F} = \frac{0,916 - 0,46}{0,916 - 0,335} = 0,788,$$

где  $Y_F^*$  — концентрация легкокипящего компонента в паре, равновесном жидкости состава  $X_F$ . Определяется по кривой равновесия фиг. 68.



Фиг. 68. К расчету ректификационной колонны.

Принимаем значение коэффициента избытка флегмы  $m=1,15$  и определяем по уравнению (68) рабочую долю флегмы для верхней части ректификационной колонны

$$\Phi = m \cdot \Phi_{\min} = 1,15 \cdot 0,788 = 0,87.$$

#### Диаметр колонны

Диаметр колонны определим по уравнению (98).

Количество поднимающихся паров составляет

$$V = \frac{D}{(1 - \Phi)} = \frac{1000}{1 - 0,87} = 7700 \text{ кг/ч},$$

$$V = \frac{7700}{79} = 97,5 \text{ моль/ч},$$

$M_{ср} = 79$  — средний молекулярный вес смеси для верхней части колонны, определяется по уравнению (16).

Находим секундный объем поднимающегося пара

$$v = \frac{97,5 \cdot 22,4 (23 + 81,2) \cdot 10^{-6}}{3600 \cdot 270 \cdot 60} = 0,787 \text{ м}^3/\text{сек},$$

где  $t = 81,2$  и  $P = 760$  мм рт. ст. — соответственно температура и давление паров, уходящих из колонны.

Считая допустимый унос жидкости равным 2% и приняв расстояние между тарелками  $H = 300$  мм, определяем скорость поднимающегося пара по уравнению (265) или по графику на фиг. 64:

$$w'' = 1 \text{ м/сек.}$$

Далее по уравнению (98) определяем диаметр колонны

$$D = \sqrt[4]{\frac{4 \cdot 0,787}{1 \cdot \pi}} = 1 \text{ м.}$$

Принимаем  $D = 1000$  мм.

### Число тарелок в колонне

По нормальям НИИХИММАШа примем тарелку НМП-230-48 тип 16 с капсульными колпачками, число колпачков  $m = 27$ , диаметр колпачка  $d = 100$  мм. Число прорезей в каждом колпачке  $n = 30$ .

В этом случае расход пара, приходящийся на одну прорезь в колпачке, составляет

$$v = \frac{V \cdot 100}{n \cdot m \cdot 60} = \frac{0,787 \cdot 1000}{30 \cdot 27 \cdot 60} = 0,0162 \text{ л/мин.}$$

Далее, задавшись рядом значений  $X$  в пределах от  $X_K$  до  $X_D$ , определяем для этих значений  $X$  значения коэффициента массопередачи  $K$  и коэффициента полезного действия тарелки  $\eta_T$ . Для этого сначала определим параметры пара для соответствующих значений  $X$ .

Для примера возьмем  $X = 0,50$ .

Скорость истечения пара из прорези согласно уравнению (77) составит

$$w_{пр}'' = \frac{47 \cdot 5}{11,3 + 29} \cdot 0,0162^{0,00376 (95,2+29)} = 7,16 \text{ м/сек.}$$

(коэффициент поверхностного натяжения на границе пар—жидкость для смеси бензол—толуол состава  $X = 0,5$  при температуре кипения этой смеси  $t = 92,3^\circ$  равен  $29$  дин/см).

Определим удельный вес паровой смеси состава  $Y = 0,713$ , равновесной жидкости состава  $X = 0,5$ :

$$\gamma'' = \frac{82,4 \cdot 273}{22,4 (273 + 29)} = 2,75 \text{ кг/м}^3.$$

Удельный вес жидкости состава  $X = 0,5$

$$\gamma' = 870 \text{ кг/м}^3.$$

Находим значение гидродинамического фактора, характеризующего эффективность процесса массопередачи:

$$\varphi = 7,16 \cdot \sqrt[4]{\frac{(87 - 2,75) \cdot 10^3}{9,812 \cdot 2,9}} = 53,3.$$

Зная  $\varphi$  по графику фиг. 62, определяем коэффициент массопередачи  $K = 0,06$  моль/м<sup>2</sup> · ч · ккал.

Далее по уравнению (120) или графику фиг. 49 определяем значение удельной движущей силы  $e'' = 3500$  ккал/моль.

По уравнению (221) подсчитываем величину степени достижения равновесного состояния  $E_{пж}$ .

$$E_{пж} = 1 - \exp\left(\frac{3500 \cdot 0,06 \cdot 0,433}{97,5}\right) = 0,607.$$

(Условная поверхность барботажа  $F$ , т. е. площадь поперечного сечения колонны за вычетом площади, занятой сливными устройствами и колпачками, равна  $0,433$  м<sup>2</sup>).

Приняв степень перемешивания жидкости  $E_{жс} = 0,5$ , определяем по уравнению (220) коэффициент полезного действия тарелки

$$\eta_T = 0,607 \frac{\exp 0,35 - 1}{0,35} = 0,727$$

$$\left(A_n = \frac{0,607(1 - 0,5)}{0,87} = 0,35\right).$$

Аналогично рассчитываем значения  $\eta_T$  для других значений  $X$ . Результаты расчета сведены в табл. 13.

Далее в системе координат  $X$ — $Y$  строим рабочую линию процесса (см. фиг. 68). Зная значения  $\eta_T$ , определяем действительные перепады концентрации пара от тарелки к тарелке

$$\Delta Y = (Y^* - Y_p) \cdot \eta_T = (0,713 - 0,555) \cdot 0,727 = 0,115.$$

Откладываем полученные значения вверх от рабочей линии на соответствующей ординате  $Y$ . Соединив концы отрезков, получим кинетическую кривую (см. фиг. 68). Построив ступенчатую линию между кинетической кривой и рабочей линией и подсчитав число ступеней, определим число необходимых реальных тарелок в верхней части колонны  $n_D = 4,5$  и в нижней ее части  $n_D = 5,5$ .

Зная межтарелочное расстояние, определяем высоту рабочей части колонны  $H = 0,3 \cdot 10 = 3$  м.

Таблица 13

$X$	$Y^*$	$e^*$	$E_{пж}$	$\Phi$	$A_n$	$\eta_T$	$\Delta Y^*$	$\Delta Y$
0,05	0,11	8 400	0,894	1,23	0,363	1,08	0,07	0,076
0,1	0,208	4 630	0,72	1,23	0,292	0,83	0,105	0,087
0,2	0,372	3 160	0,57	1,23	0,231	0,644	0,125	0,081
0,3	0,507	2 870	0,54	1,23	0,22	0,605	0,135	0,082
0,4	0,619	2 950	0,55	0,87	0,316	0,645	0,150	0,097
0,5	0,713	3 500	0,607	0,87	0,35	0,727	0,158	0,115
0,6	0,791	4 050	0,66	0,87	0,38	0,804	0,155	0,124
0,7	0,857	5 200	0,75	0,87	0,43	0,937	0,135	0,126
0,8	0,912	7 630	0,87	0,87	0,5	1,13	0,09	0,102
0,9	0,959	14 100	0,977	0,87	0,562	1,3	0,055	0,71

## Расход греющего пара в кубе и охлаждающей воды в дефлегматоре

Количество тепла, передаваемого в кубе колонны, вычисляется из уравнения (69) теплового баланса:

$$Q_4 = (Q_3 + Q_8) + (Q_6 + Q_7 + Q_{10}) - (Q_1 + Q_5);$$

$$Q_4 = 97\,000 + 954\,000 = 1\,051\,000 = 904\,000 \text{ ккал/ч};$$

$$Q_3 + Q_8 = K \cdot I_k = 2069 \cdot 0,424 \cdot 110 = 97\,000 \text{ ккал/ч};$$

$$Q_6 + Q_7 + Q_{10} = V \cdot I_V - LI_L = 770 \cdot 94,5 - 6700 \cdot 0,42 \cdot 81 = 954\,000 \text{ ккал/ч};$$

$$Q_1 + Q_5 = F \cdot I_F = 3069 \cdot 0,421 \cdot 97 = 126\,000 \text{ ккал/ч}.$$

[Теплосодержание смесей вычисляется по уравнению (8)].

Расход пара, подаваемого на обогрев куба в первом приближении, определяется по формуле

$$G = \frac{Q_4}{r} = \frac{904\,000}{519} = 1740 \text{ кг/ч},$$

где  $r = 519 \text{ ккал/кг}$  — скрытая теплота парообразования для водяного пара при давлении  $P = 2,75 \text{ ама}$ .

Расход охлаждающей воды на дефлегматор вычисляется по уравнению

$$W = \frac{Q_6}{t_k - t_n} = \frac{726\,000}{50 - 15} = 20\,760 \text{ кг/ч},$$

где  $t_k = 50^\circ \text{C}$  и  $t_n = 15^\circ \text{C}$  — соответственно температура воды на входе в дефлегматор и на выходе из него.

**Пример 2.** Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия пленочного типа для разделения смеси бензол—толуол по исходным данным предыдущего расчета.

В данном случае для расчета колонны пленочного типа используются диаграммы равновесия и построенные по опытным данным (фиг. 68) рабочие линии верхней и нижней части колонны. Следующие величины также могут быть взяты из предыдущего расчета: значение доли флегмы, количество исходной смеси кубового остатка, поток пара. Все эти величины определяются по одинаковой методике независимо от конструкции колонны.

Произведем расчет пленочной противоточной колонны с плоскопараллельной насадкой.

### Сечение аппарата

Для определения сечения парового потока подсчитаем по уравнению (94) критическую скорость движения пара ( $n=0$ ;  $A=-0,18$ ;  $B=1,1$ ;  $F_c=1$ ;  $d_0=2 \cdot 0,1$ ):

$$\omega''_{кр} = \sqrt{\frac{270}{2,75} \cdot 2 \cdot 9,81 \cdot 0,02 \cdot 1^2 \cdot \exp 2,3 \left[ -0,18 - 1,1 \cdot 0,87^{\frac{1}{4}} \left( \frac{2,75}{870} \right)^{\frac{1}{8}} \right]} = 4,95 \text{ м/сек}.$$

Примем скорость в свободном сечении аппарата  $\omega'' = 2,6 \text{ м/сек}$ .

Определяем площадь сечения аппарата

$$F = \frac{V}{\omega''} = \frac{0,787}{2,6} = 0,3 \text{ м}^2.$$

### Основные гидродинамические характеристики потоков

Примем квадратное сечение колонны  $F = 550 \times 550 \text{ мм}$ . Расстояние между листами насадки примем равным  $10 \text{ мм}$ . Тогда число листов в пакете

$$n = \frac{550}{10 + 2} - 1 = 45,$$

а суммарный периметр насадки

$$Z = 45 \cdot 0,55 = 24,7.$$

Нагрузка по жидкости на 1 м ширины листа составляет

$$G' = \frac{L}{Z} = \frac{7700 - 1000}{24,7} = 272 \text{ кг/ч.}$$

При этом гидродинамический режим в жидкой фазе определится значениями критерия Re.

В жидкой фазе

$$\begin{aligned} \text{Re}' &= \frac{G'}{g \nu'} = \\ &= \frac{470 \cdot 10^4}{9,81 \cdot 0,3 \cdot 3600} = 444. \end{aligned}$$

В паровой фазе

$$\begin{aligned} \text{Re}'' &= \frac{2,6 \cdot 2 \cdot 0,01 \cdot 10^6}{9,81 \cdot 0,9} = \\ &= 5860. \end{aligned}$$

**Высота колонны**

Используя зависимость, приведенную на фиг. 61, находим значение  $K$ :

$$K = 0,00037 \text{ моль/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{ккал/моль.}$$

Определяем значение средней движущей силы на участках от  $X_F$  до  $X_D$  и от  $X_K$  до  $X_F$ .

Для этого строим зависимость

$$\frac{1}{e'(X - X^*)} = \varphi(x)$$

(фиг. 69). Движущая сила при этом для верхней части колонны может быть определена по уравнению (160):

$$\Delta_{ср. в} = \frac{X_D - X_F}{S_v \cdot i} = \frac{0,581}{0,00184} = 316 \text{ ккал/моль.}$$

Соответственно для нижней части колонны

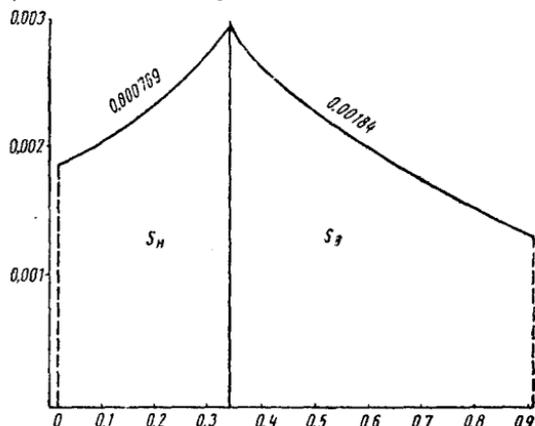
$$\Delta_{ср. н} = \frac{X_F - X_K}{S_n \cdot i} = \frac{0,323}{0,000769} = 420 \text{ ккал/моль.}$$

$S_v$  и  $S_n$  — площадь соответствующих участков на диаграмме фиг. 69).

Из основного уравнения массопередачи определяем условную поверхность контакта, равную поверхности насадки.

Для верхней части колонны

$$F_v = \frac{L \cdot (X_D - X_F)}{K \cdot \Delta_{ср. в}} = \frac{6700}{79} \cdot 0,581}{0,00037 \cdot 316} = 420 \text{ м}^2.$$



Фиг. 69. К определению средней движущей силы.

Для нижней части колонны

$$F_n = \frac{(L + F)(X_F - X_K)}{K \cdot \Delta_{ср.н}} = \frac{\left(\frac{6700}{79} + \frac{3069}{89}\right) \cdot 0,323}{420} = 250 \text{ м}^2.$$

Общая поверхность составит

$$F = F_v + F_n = 420 + 250 = 670 \text{ м}^2.$$

Высота верхней рабочей части колонны

$$H_v = \frac{420}{2 \cdot 24,7} = 8,5 \text{ м}.$$

Высота нижней рабочей части колонны

$$H_n = \frac{250}{2 \cdot 24,7} = 5,1 \text{ м}.$$

Общая высота пакета насадки

$$H = H_v + H_n.$$

---

## ОСНОВЫ АВТОМАТИЧЕСКОГО РЕГУЛИРОВАНИЯ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

### ПРИНЦИПЫ ПОСТРОЕНИЯ СИСТЕМ АВТОМАТИЧЕСКОГО РЕГУЛИРОВАНИЯ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Большая распространенность процессов ректификации в народном хозяйстве и значительное разнообразие видов сырья, подвергаемого разделению, обуславливают многообразие требований, предъявляемых к процессу, различное аппаратурное оформление процессов ректификации определяет то большое количество задач, с которым мы встречаемся при решении проблем автоматического регулирования ректификационных колонн.

Если к тому же принять во внимание большое число параметров, оказывающих влияние на процесс, то станет понятным, что создание одной всеохватывающей теории регулирования ректификационных установок пока неосуществимо.

Тем не менее представляется возможным сформулировать некоторые общие положения, которые должны учитываться при разработке системы автоматического регулирования любой ректификационной колонны.

Положения эти сводятся к следующему:

1. Процесс ректификации в колонне должен быть в известной степени освобожден от воздействия внешних возмущений путем создания систем регулирования ряда цеховых параметров: давления греющего пара, воды; количества, температуры и состава сырья, подаваемого на разделение.

2. В части самого ректификационного процесса, являющегося результатом одновременно протекающих в колонне процессов энергообмена, изменения количества движения и массообмена, возможен общий принцип подхода к решению проблемы автоматизации.

Если принять, что процесс непрерывной ректификации прово-

дится при адиабатических условиях<sup>1</sup>, то регулирование давления и температурного режима всей колонны может быть осуществлено по любому из локальных участков колонны. При этом, однако, следует иметь в виду, что качество работы системы регулирования во многом предопределяется местом отбора импульса для регулирования.

При разделении бинарных систем решение задачи автоматизации облегчается существованием в рабочей зоне взаимной однозначности полей концентрации и температур.

Результаты экспериментальных исследований процессов ректификации, проведенных с различными по своей физической природе разделяемыми системами [65], [66], [67], [68] и [69], показывают, что такие объекты автоматического регулирования следует рассматривать с учетом внутривариметрических связей. Это обусловлено взаимосвязью всех параметров, характеризующих процесс ректификации. Задача системы автоматического регулирования (САР) состоит в поддержании определенного соотношения между этими параметрами. Ясно, что система автоматического регулирования, состоящая из местных (локальных) несвязанных систем (САР расхода, уровня, давления, температуры и т. п.), может работать удовлетворительно лишь в ограниченном числе случаев, как-то:

при разделении бинарных и близких к ним систем или в случае нежестких требований, предъявляемых к качеству целевых продуктов.

В общем случае САР ректификационного процесса должна выполняться как система замкнутого связанного регулирования с частичной или полной автономностью.

В случае, когда статические характеристики процесса изучены достаточно хорошо, замыкание САР может быть осуществлено с помощью программных задатчиков. Полученная таким образом САР будет относиться к классу самонастраивающихся и в зависимости от закона, реализуемого связями, может обеспечивать любые из требуемых условий. Введение вычислительных управляющих машин (ВУМ) также позволяет создать замкнутую САР. Однако этот путь решения проблемы управления процессом становится целесообразным лишь при использовании средств качественного анализа: хромотермографов, хромотографов, рефрактометров, индикаторов состава и пр.

Все это подтверждает справедливость сказанного выше о значительных трудностях создания всеобъемлющей теории построения систем автоматического регулирования, охватывающей все многообразие уже действующих и создаваемых ректификационных установок.

---

<sup>1</sup> Исключая, естественно, область питания, тарелку подачи орошения и область подвода тепла внизу колонны, где эти условия нарушены внешним теплообменом.

Общим методом подхода к автоматизации ректификационных процессов пока остается последовательное изучение в каждом отдельном случае технологической специфики и динамических характеристик данного конкретного процесса ректификации.

В процессе ректификации основными внешними источниками возмущений являются изменения:

- состава сырья, подаваемого на разделение;
- количества сырья;
- температуры сырья;
- давления глухого греющего пара, подаваемого в кипятильник, или количества пара, вводимого в колонну;
- давления (количества) охлаждающей воды, подаваемой в дефлегматор.

Проведем анализ влияния каждого из перечисленных факторов.

**Состав и количество сырья.** Процессы, происходящие в колонне при изменении состава сырья, наглядно описываются соотношением

$$R = \frac{1 - \alpha_D}{\alpha_D} \cdot S + \frac{e - \alpha_1}{\alpha_1}, \quad (266)$$

где  $\alpha_D$  — относительная доля выхода дистиллята;  $\alpha_D = \frac{D}{F}$ ;

$S$  — число отпаривания;

$e = \varphi(X_F)$  — доля начального отгона;

$R$  — флегмовое число;

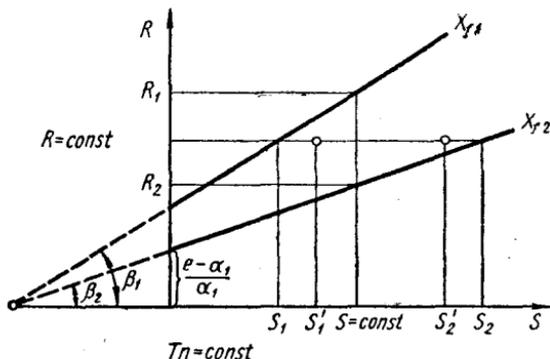
$X_F$  — содержание НКК в жидкой фазе питания.

Так, рассматриваемая зависимость может быть представлена в координатной сетке  $R = \psi(S)$  — прямой, угол наклона которой (фиг. 70) определяется равенством

$$\beta = \arctg K = \arctg \frac{1 - \alpha_D}{\alpha_D}, \quad (267)$$

$$\operatorname{tg} \beta = \frac{1 - \alpha_D}{\alpha_D}.$$

Следовательно, изменение состава питания приводит к изменению доли начального отгона  $e$ , а с ним и члена  $\frac{e - \alpha_D}{\alpha_D}$ .



Фиг. 70. К определению влияния состава и количества сырья на процесс ректификации.

Анализ графиков (фиг. 70) показывает, что для  $R = \text{const}$  изменение состава питания требует изменения и  $S$ . Ясно, что изменение состава питания  $X_F = \text{var}$  и обусловленное этим изменение  $e$  при  $R = \text{const}$  повлечет и изменение скоростей паровых потоков. Последнее, в свою очередь, скажется на степени разделительной способности тарелок и общем к.п.д. колонны.

В случае увеличения  $X_F$  при неизменном количестве вводимого в колонну тепла скорости паровых потоков возрастают, состав же  $X_E$  флегмового потока отгонной части колонны обогащается ВКК, что в итоге приводит к повышению температур  $T_L$  вдоль всей колонны.

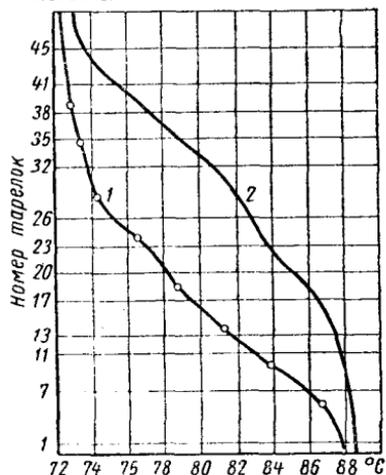
Это состояние процесса показано на (фиг. 71) для 47-тарелочной колонны с колпачковыми тарелками при разделении бинарной системы, состоящей из 50% метилового и 50% этилового спиртов. Уменьшение  $X_F$  обуславливает обогащение флегмы отгонной части НКК, а следовательно, и понижение температуры  $T_L$ , снижение скоростей паровых потоков и падение общего к.п.д. колонны.

В результате при любом направлении изменения состава питания наступает нарушение материального баланса, определяемого соотношением (226). Восстановление этого нарушения в колонне возможно либо путем изменения подачи тепла в кипятильник колонны

(изменение  $S$ ), либо путем изменения количества орошения, подаваемого в колонну (изменение  $R$ ). Изменение количества сырья, вводимого в колонну, по существу оказывает на процесс такое же влияние, что и изменение состава питания. Так, при постоянных значениях отбора кубового компонента  $K$ , флегмового числа  $R$  и количества тепла, вводимого в кипятильник колонны, уменьшение количества питания относительно равновесного состояния колонны приводит к обогащению тарелок колонны ВКК, росту температур на тарелках и увеличению скоростей ( $V$ ) потоков. При этом характер функций  $V = \varphi(X_F)$  и  $V = f(F)$  аналогичен.

На фиг. 72 представлены кривые переходных процессов, по которым можно судить о времени достижения нового установившегося состояния (по температуре) после возмущения, нанесившего путем уменьшения количества сырья.

Верхняя часть  
колонны



Фиг. 71. Температурный профиль колонны:

1 — до изменения состава сырья;  
2 — после увеличения  $X_F$ .

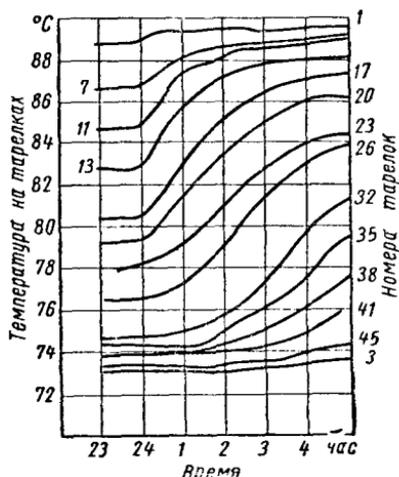
Время установления нового равновесного состояния по этим графикам оценивается для колонны в целом часами. Такая большая длительность процесса перехода к новому установившемуся состоянию обусловлена значительным количеством жидкости, содержащейся в межтарелочных объемах.

Таким образом, доказана целесообразность создания систем стабилизации количества и состава питания, вводимого в колонну.

**Температура сырья.** В подавляющем большинстве ректификационных установок сырье вводится в колонну либо с температурой ниже температуры кипения данного состава в тарелочном объеме колонны в месте ввода питания<sup>1</sup>.

Возмущающее воздействие может быть обусловлено либо понижением температуры сырья, либо повышением его температуры. В первом случае возмущение приводит к увеличению конденсации паров на питающей тарелке и увеличению затраты тепла на нагрев более холодного потока питания, вводимого в колонну. Количество флегмы в отгонной части колонны возрастает, а с ним увеличивается и давление в нижней части. В результате состав на тарелках отгонной колонны обогатится НКК. При значительном понижении температуры сырья ухудшится и кубовый продукт, обогатившись НКК.

Повышение температуры сырья приводит к возрастанию скорости паров, что может вызвать рост к. п. д. колонны. Однако при неизменном количестве орошения обогащение укрепляющей части колонны ВКК может привести к ухудшению продукта, отбираемого от верхней части колонны в виде дистиллята. Были проведены экспериментальные исследования колонн с острым орошением, причем температура вводимого сырья была ниже температуры кипения. Эти эксперименты показали, что даже значительные колебания температуры сырья (порядка 20—25%) для некоторых разделяемых систем (бензольные, толуольные, бутановые смеси) несущественно влияют на режим работы колонны.



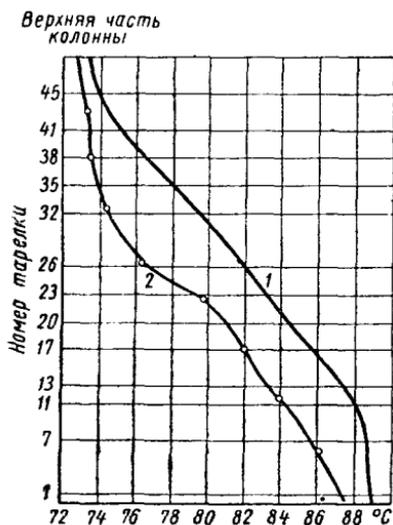
Фиг. 72. Кривые переходных процессов на тарелках колонны при ступенчатом уменьшении количества сырья.

<sup>1</sup> Исключение составляют ректификационные установки глубокого холода, в которых температура питания может быть существенно выше температуры смеси на тарелке питания.

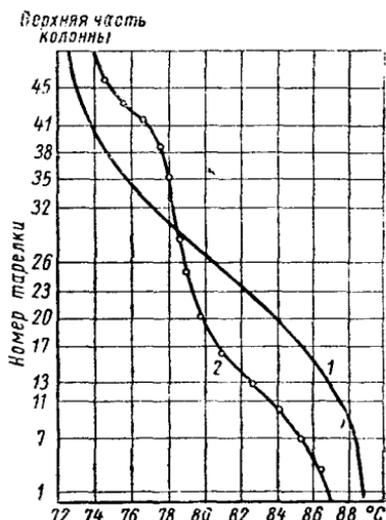
Очень чувствительны к малым колебаниям температуры питания процессы в колоннах глубокого охлаждения. В этом случае, а также при повышенных требованиях к экономичности процесса, температура сырья должна доводиться до температуры кипения. Это осуществляется при помощи дополнительных теплообменников, устанавливаемых на линии ввода сырья в колонну. При этом необходимо обеспечить автоматическое поддержание температурного режима этих теплообменников.

### Давление глухого греющего пара, подаваемого в кипятыльник колонны

С уменьшением давления греющего пара снижается количество тепла, вносимого в колонну. При неизменном соотношении притока и отбора кубовой жидкости флегмовое число  $R$  [уравнение



Фиг. 73. Изменение температурного профиля ректификационной колонны в результате уменьшения количества греющего пара: 1 — температуры на тарелках до уменьшения количества греющего пара; 2 — то же после уменьшения количества греющего пара.



Фиг. 74. Изменение температурного профиля колонны при уменьшении количества греющего пара и постоянном орошении: 1 — до уменьшения количества греющего пара; 2 — после уменьшения количества греющего пара.

(266)] уменьшается вследствие снижения числа отпаривания  $S$ . Это влечет в первый момент обогащение ВКК составов на тарелках укрепляющей части колонны. Тарелки же, расположенные ниже питающей секции (в отгонной части колонны), обогащаются НКК, что обусловлено увеличением количества орошения, обогащенного НКК. Изменение температурного профиля колонны в этом случае показано на фиг. 73.

Если при снижении давления (количества) греющего пара, флегмовое число и отбор кубового продукта поддерживать постоянным, то характер изменения температурного профиля колонны будет существенно отличен от описанного выше. Вид его в этом случае изображен на фиг. 74. Аналогично происходит изменение температур вдоль колонны и в случае уменьшения давления (количества) греющего пара при постоянном количестве сырья и неизменном его составе. Однако выход кубового продукта в этом случае уменьшается. В обоих этих режимах колонна обогащается НКК. Учитывая значительную чувствительность процесса ректификации даже к небольшим отклонениям давления (количества) греющего пара, следует обеспечить стабилизацию давления пара, поступающего в колонну.

Для некоторых процессов, протекающих с подводом пара непосредственно в колонну, возникает дополнительная проблема стабилизации парциального давления водяного пара в различных зонах колонны при изменении расхода или состава сырья.

### **Давление (количество) воды, подаваемой в дефлегматор**

Обеспечение изменения концентраций на тарелках укрепляющей части колонны, необходимого для получения заданного состава целевого продукта, при прочих равных условиях зависит от количества и температуры орошения, поступающего на верхнюю часть колонны<sup>1</sup>.

Колебания давления воды, подаваемой на охлаждение дефлегматоров и конденсаторов-холодильников, приводят к изменениям количества и температуры орошения. При этом недостаток воды влечет за собой невозвратимых потерь целевого продукта (если он отбирается от верха колонны), изменение давления в колонне, обогащение составов на тарелках колонны и, следовательно, ухудшение качества продукта, отбираемого от верха колонны.

Следовательно, в случае частых и значительных нарушений в давлении (количестве) воды, подаваемой в систему дефлегмации или конденсации парового потока верхней части колонны целесообразно предусмотреть дополнительную систему стабилизации давления воды на входе в цех ректификации, помимо систем регулирования, необходимость в которых определяется физическими свойствами разделяемой системы и требованиями технологии.

### **СТАТИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ**

Ограничим задачу рассмотрением только тех статических характеристик, которые служат исходным материалом при разработке системы автоматического регулирования любого процесса

<sup>1</sup> Дополнительным определяющим фактором является чистота флегмы, поступающей на орошение второй колонны.

ректификации. К этой категории, прежде всего, следует отнести кривую равновесия.

На фиг. 75 представлены наиболее характерные кривые равновесия бинарных систем.

Кривые равновесия в совокупности с рабочими линиями процесса позволяют наглядно оценить физические свойства разделяемой системы, в частности флегмовый режим, положение областей, которые целесообразно использовать для отбора импульса

по температуре или концентрации, чувствительность процесса к изменению давления.

Например, физическая система, характеризуемая кривой равновесия фиг. 75, а, весьма чувствительна к изменению флегмового режима.

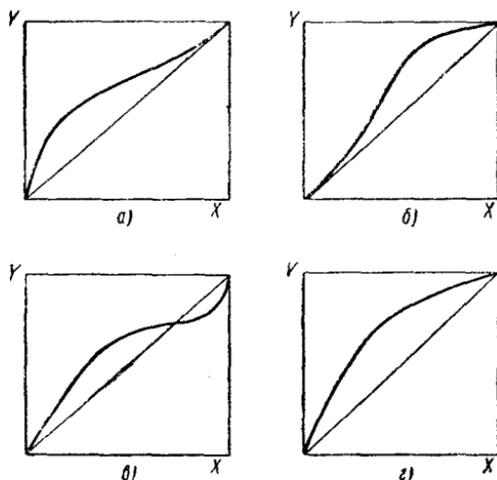
Если наиболее вероятными возмущениями являются возмущения со стороны стока или кипятильника колонны, то датчик регулятора температурного режима колонны для такой системы следует установить в кубе колонны. В случае частых возмущающих воздей-

ствий со стороны питания колонны сырьем, место установки этого датчика можно выбрать на промежуточных тарелках между тарелкой ввода питания и кубом колонны.

В колоннах, разделяющих систему, характеризующуюся такой кривой равновесия, целесообразно при резких колебаниях нагрузки осуществлять регулирование количества флегмы путем изменения количества вводимого сырья (при постоянном его составе), либо путем изменения состава сырья (для постоянной нагрузки).

Для ректификационных колонн, разделяющих смеси, обладающие кривой равновесия, изображенной на фиг. 75, в, эффективные области размещения датчиков лежат между тарелкой с азеотропным составом ( $Y=X$ ) и кубом колонны; а также между тарелкой с азеотропным составом и верхней тарелкой колонны. Особое внимание при азеотропных смесях следует уделять стабилизации давления. Некоторые азеотропные системы даже при малых изменениях давления теряют азеотропные свойства.

В случае, когда кривая равновесия разделяемой смеси имеет вид идеальной кривой равновесия (фиг. 75, г), области установки датчиков температур или концентраций расположены по обе сто-



Фиг. 75. Кривые фазового равновесия бинарных смесей.

роны тарелки питания (места ввода сырья в колонну). Флегмовый режим для таких разделяемых систем может быть значительно приближен к уровню минимально необходимого.

Подобные смеси в равной мере успешно допускают использование как систем регулирования количества орошения по температуре на «контрольной тарелке»; так и систем, поддерживающих постоянство флегмового числа. Выбор той или иной системы определяется экономическими соображениями и относительным расположением рабочих линий процесса и кривой равновесия.

Более точное выделение мест установки датчиков температуры или концентрации в соответствии с характером взаимного расположения кривой равновесия, точки, отвечающей составу питания, и рабочих линий процесса осуществляется с помощью так называемого температурного или концентрационного профиля колонны.

С этой целью (фиг. 76) используют координатную сетку, в которой по вертикальной оси расположены номера тарелок, а по горизонтальной оси — температуры (концентрации). В этой координатной сетке строят статические характеристики для двух характерных флегмовых режимов:

а) максимального — наименьшее содержание ВКК в дистилляте;

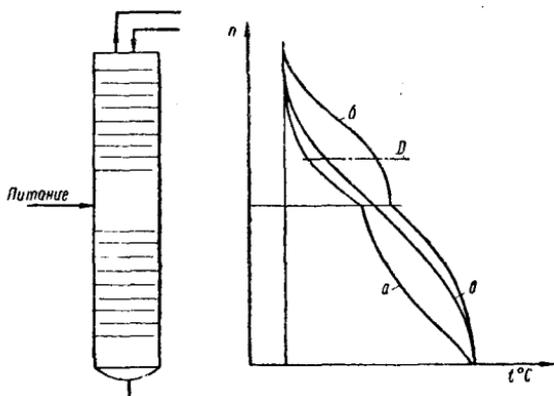
б) минимального — наибольшее допустимое по техническим требованиям содержание ВКК в дистилляте.

При снятии этих характеристик должно поддерживаться постоянство питания колонны по составу и количеству сырья и неизменное количество греющего пара.

Полученные кривые позволяют выделить тарелки с наибольшими температурными или концентрационными разностями.

В качестве третьей статической характеристики обычно рассматривается зависимость содержания НКК в выводимом из нижней части колонны продукте от удельного расхода греющего пара.

Весьма результативной статической характеристикой является зависимость изменения разности температур (концентраций)

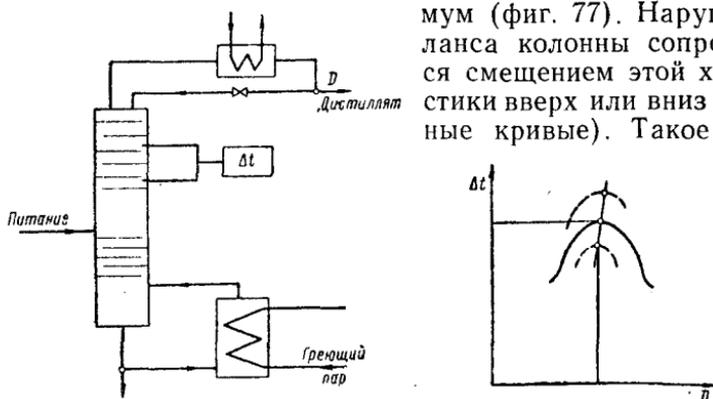


Фиг. 76. Температурный профиль колонны:

$n$  — номера тарелок;  $t$  — температура на тарелках в  $^{\circ}\text{C}$ ;  $D$  — место установки датчика температуры или концентрации;  $a$  — кривая изменения температур на тарелках при максимально допустимом орошении;  $b$  — то же при минимально допустимом орошении;  $v$  — то же при оптимальном орошении.

группы смежных по потоку паров тарелок в укрепляющей части колонны от количества отбираемого дистиллята.

Как показали экспериментальные исследования, такая характеристика для бинарных составов имеет четко выраженный максимум (фиг. 77). Нарушение баланса колонны сопровождается смещением этой характеристики вверх или вниз (пунктирные кривые). Такое свойство

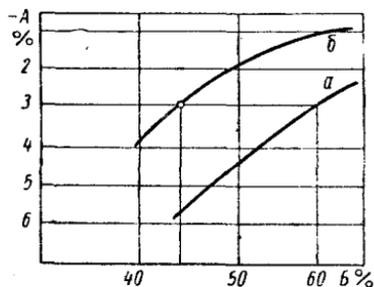


Фиг. 77. Зависимость изменения разности температур на смежных контрольных тарелках от количества отбираемого дистиллята:

$\Delta t$  — разность температур в  $^{\circ}\text{C}$ ;  $D$  — количество отбираемого дистиллята.

процесса может быть использовано для построения системы регулирования подачи флегмы с помощью оптимального регулятора.

Для некоторых разделяемых систем необходимо знать изменение содержания ВКК в дистилляте в зависимости от состава сырья при различных фиксированных флегмовых числах. Такие статические характеристики позволяют оценить допустимость применения системы регулирования, поддерживающей постоянное флегмовое число, или целесообразность ведения процесса с переменным флегмовым режимом.



Фиг. 78. Зависимость изменения качества дистиллята от состава сырья и флегмового режима:

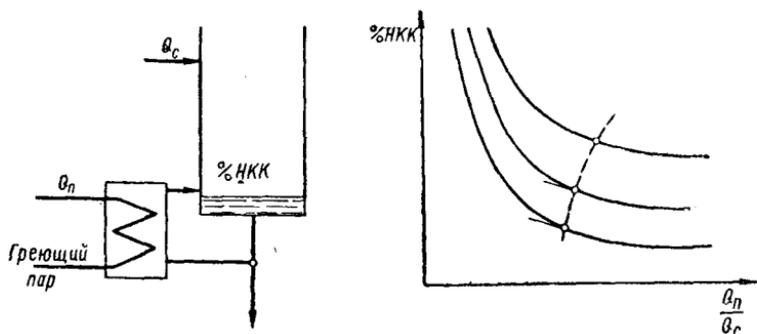
$A$  — содержание бутана в дистилляте;  $B$  — содержание пропана в сырье;  $a$  — флегмовое число  $R=1,55$ ;  $b$  — флегмовое число  $R=2,5$ .

Наглядное представление указанного дает рассмотрение таких характеристик на примере разделения пропан-бутановой смеси (фиг. 78). Если требуется получить дистиллят с содержанием ВКК (бутана) не более 3% при наличии колебаний состава питания колонны в широких пределах (45—60% пропана), то из графика видна целесообразность работы с переменным флегмовым числом (от 2,5 до 1,5). Выбор такого режима для рассматриваемых условий подкрепляется и экономическими соображениями. Поддержание постоянного высокого флегмового

числа  $R = 2,5$  приведет к существенному перерасходу пара в случае снижения содержания ВКК в сырье.

Построение системы регулирования режима работы кипятильника потребует анализа таких статических характеристик, как:

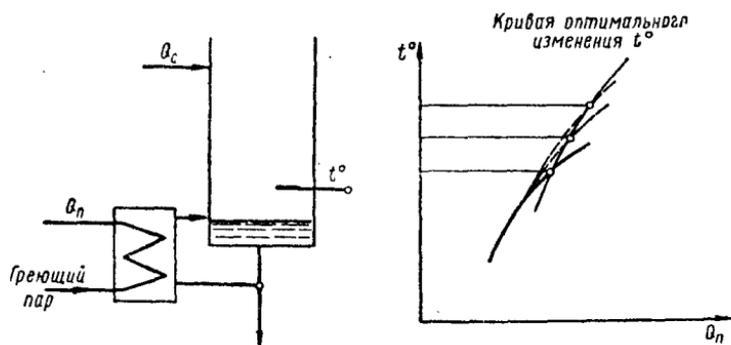
а) содержание в % или в мольных долях НКК в кубовом продукте в зависимости от удельного расхода греющего пара;



Фиг. 79. Зависимость содержания НКК в кубовой жидкости от удельного расхода пара.

б) температура в кубе колонны в зависимости от количества греющего пара.

Анализ этих характеристик показывает, что для некоторых смесей (фиг. 79 и 80) эффективнее использовать системы оптимального регулирования.



Фиг. 80. Зависимость температуры низа колонны от расхода пара при изменении нагрузки колонны по количеству перерабатываемого сырья.

Для построения системы автоматического регулирования необходимо выявить определяющие параметры, оказывающие наиболее существенное влияние на процесс ректификации.

Обратимся к рассмотрению материального и теплового балансов ректификационного процесса (см. фиг. 11).

Материальный баланс описывается соотношениями:

$$F = K + D; \quad (268)$$

$$F \cdot X_F = KX_K + DX_D, \quad (269)$$

где  $F$  — количество питания в молях в единицу времени;  
 $K$  — количество ВКК в молях в единицу времени;  
 $D$  — количество НКК в молях в единицу времени;  
 $X_{F, K \text{ и } D}$  — содержание НКК соответственно в сырье, в кубовом продукте, в дистилляте.

Материальные и тепловые потоки внутри колонны характеризуются следующими соотношениями:

$$L = (1 + \mu) \cdot R; \quad (270)$$

$$V = D + (1 + \mu)R; \quad (271)$$

$$L' = L + q \cdot F; \quad (272)$$

$$V' = L' - K; \quad (273)$$

$$X_K = f \left( \frac{L'}{V'} \right); \quad (274)$$

$$X_D = \psi \left( \frac{L}{V} \right), \quad (275)$$

где  $V$  и  $L$  — количество молей паров и жидкости в исчерпывающей (индекс  $I$ ) и укрепляющей (без индекса) частях колонны;

$\mu$  — коэффициент, зависящий от энтальпии или температуры потока флегмы; так, в случае когда температура флегмы ниже температуры паров, поднимающихся с верхней тарелки колонны,  $\mu > 0$ ;

$q$  — коэффициент, зависящий от энтальпии сырья; в случае, когда температура сырья ниже температуры на тарелке питания,

$$q > 1;$$

при равенстве температур сырья и паров, поднимающихся с тарелки питания,

$$q = 1;$$

если сырье подается с частичным парообразованием, то

$$1 > q > 0;$$

для случая подачи сырья в парообразном состоянии

$$q = 0$$

и, наконец, при наличии перегрева паров сырья

$$q < 0;$$

$f$  и  $\psi$  — функции, зависящие от таких факторов, как конструкции колонны, расположение тарелки питания и контрольных тарелок контуров регулирования, а также температуры на этих тарелках.

С точки зрения автоматического регулирования, указанные факторы, влияющие на функции  $f$  и  $\psi$ , являются фиксированными величинами. Однако такой фактор, как температура на контрольной тарелке, хотя и является для  $f$  и  $\psi$  фиксированной величиной, но по отношению к задаче регулирования флегмового режима эту температуру следует рассматривать как переменную.

В итоге уравнения с (268) по (275) содержат 13 переменных, которые можно разбить на следующие группы:

$X$ ,  $q$  и  $\mu$  — свободные, обычно нерегулируемые переменные;

$F$  и  $X_D$  или  $F$  и  $X_K$  — регулируемые величины и, наконец,

$R$ ,  $K$ ,  $D$ ,  $V$ ,  $V'$ ,  $L$ ,  $L'$  и  $X_K$  или  $X_D$  — зависимые переменные.

Таким образом, из тринадцати переменных пять можно считать известными величинами (две регулируемые и три свободные переменные). Для остальных восьми неизвестных имеется столько же независимых уравнений. Следовательно, необходимо выбрать значение пяти переменных и тем самым свести систему к восьми уравнениям с восемью неизвестными.

Однако по технологическим условиям из указанных пяти переменных некоторые либо предопределяются предшествующим процессом (например, состав, количество и энтальпия сырья), либо задаются назначением колонны (например, может быть задан состав дистиллята или кубового продукта, или одновременно обоих).

В качестве иллюстрации использования для целей автоматизации параметров, определяющих ректификационный процесс, рассмотрим возможные системы регулирования колонн.

Следовательно, основными параметрами, определяющими процесс ректификации, являются:

количество, состав и энтальпия сырья, составы целевых продуктов; потоки жидкости и паров в колонне; температура и давление в колонне.

При этом необходимо иметь в виду, что, как показывают экспериментальные исследования ([66], [68], [70]), для многих смесей составы целевых продуктов могут быть определены по косвенному показателю — температуре на контрольной тарелке. Однако это справедливо при строгой стабилизации давления в колонне. В этом случае открывается и еще одна возможность: регулирование потоков в колонне по температуре на контрольной тарелке.

В дальнейших разделах эти вопросы будут освещены более подробно.

Назначение системы регулирования— поддержание постоянства	Свободные переменные	Регулируемые величины	Зависимые переменные
I. Состава дистиллята, коли- чества сырья	$X_F, q$ и $\mu$	$F$ и $X_D$	$R, K, D, V, V', L', L$ и $X_K$
II. Состава дистиллята, со- става кубового продукта	$X_F, q$ и $\mu$	$X_D$ и $X_K$	$R, K, D, V, V', L', L$ и $F$
III. Состава дистиллята, пото- ка паров в укрепляющей части колонны	$X_F, q$ и $\mu$	$X_D$ и $V'$	$R, K, D, V, L, L', F$ и $X_K$
IV. Состава дистиллята, состава кубового продукта, потока паров в укрепляющей части колонны	$X_F$ и $\mu$	$X_D, X_K$ и $V'$	$R, K, D, L', V, L, F$ и $q$
V. Состава кубового про- дукта, потока паров в укреп- ляющей части колонны	$X_F, q$ и $\mu$	$X_K$ и $V'$	$R, K, D, L', V, L, X_D$ и $F$
VI. Состава кубового про- дукта, потока паров в укреп- ляющей части колонны и ко- личества флегмы	$X_F$ и $\mu$	$X_K, V'$ и $L$	$K, D, L', V, X_D, F$ и $q$
VII. Количества сырья, состава дистиллята и потока паров в укрепляющей части колонны	$X_F$ и $\mu$	$X_D, F$ и $V'$	$R, K, D, L', V, L$ и $q$
VIII. Состава дистиллята, состава кубового продукта, потока паров в укрепляющей части колонны	$F, X_F$ и $\mu$	$X_D, X_K$ и $V'$	$R, K, D, L', V, L$ и $q$
IX. Состава дистиллята, энтальпии кубового продук- та, энтальпии сырья	$X_F, \mu$	$X_D, X_K$ и $q$	$R, K, D, L', V', V,$ $L$ и $F$

### Динамические свойства процесса ректификации

Динамические характеристики отдельных участков технологи-  
ческого процесса. Динамические характеристики являются основ-  
ными исходными данными, которые составляют основу анализа  
и синтеза системы автоматического регулирования. При этом

обычно исследование динамических свойств объекта требует постановки специального эксперимента.

Ниже приводится рассмотрение динамических свойств процесса ректификации по экспериментальным данным [67], полученным на опытной колонне с 11 колпачковыми тарелками. Сырьем являлась бинарная смесь, состоящая из 50% бензола и 50% толуола.

Динамические характеристики в виде амплитудно- и фазочастотных характеристик получены частотным методом, а поведение их в области низких частот определялось при нанесении ступенчатого возмущения.

Возмущения наносились изменением количеств:

- 1) глухого пара, подаваемого в кипятильник колонны;
- 2) воды, подаваемой в конденсатор;
- 3) флегмы;

Регистрировалось изменение следующих выходных параметров:

- а) уровня в кубе колонны;
- б) количества паров на выходе из колонны;
- в) количества дистиллята;
- г) температур:
  - в верхней части колонны;
  - на 5-й тарелке;
  - на 10-й тарелке;
  - в кубе колонны;
- д) давления в колонне.

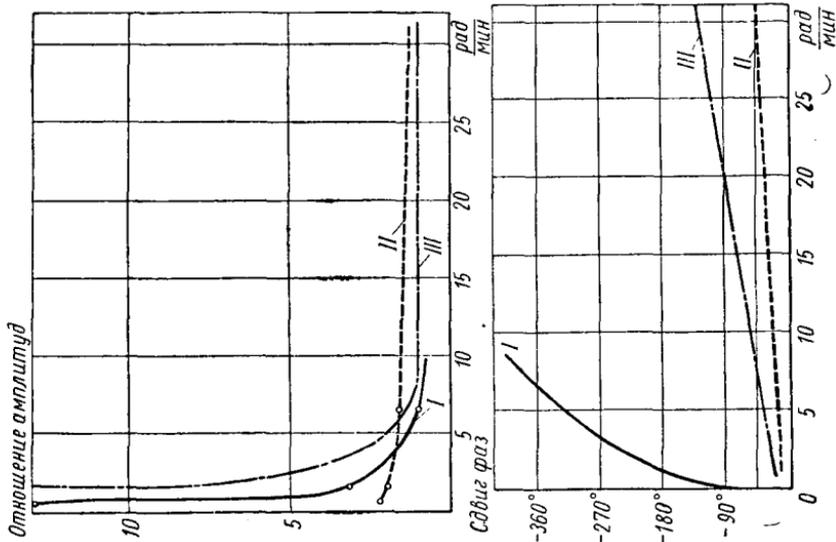
Анализ полученных частотных характеристик позволяет оценить возможности использования того или иного канала для целей регулирования и особенности этих каналов, которые следует учитывать при выборе средств, позволяющих построить достаточно быстродействующую систему автоматического регулирования.

Так, по данным фиг. 81, можно сделать вывод о том, что в случае регулирования уровня в кипятильнике колонны путем изменения количества пара будет наблюдаться значительное отставание по фазе (более  $180^\circ$ ) даже в области низких частот.

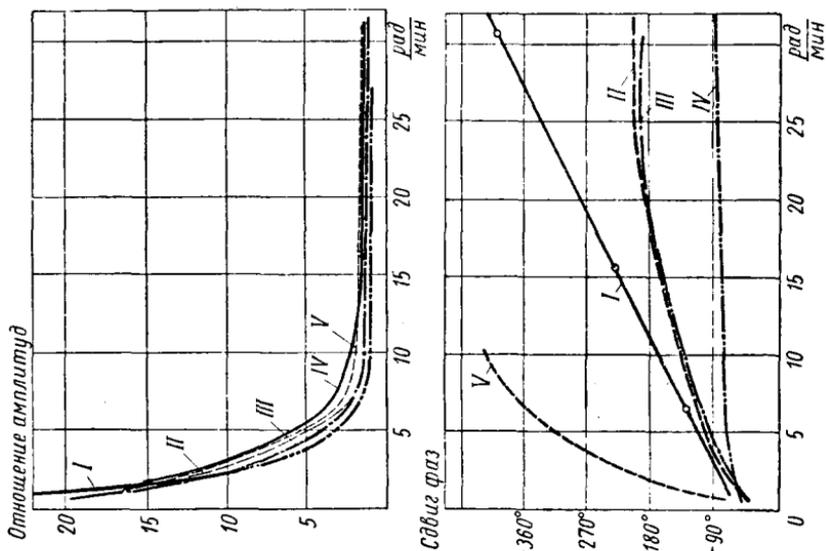
По фазо-частотной характеристике (фиг. 82) устанавливается возможность размещения датчика регулятора температуры в колонне на любой из тарелок. Регулятор температуры в этом случае воздействует на расход пара в кипятильник.

Из рассмотрения фиг. 82 видно также, что сдвиг фаз по каналу расход—давление греющего пара во всем диапазоне частот не превышает  $90^\circ$ . Следовательно, система регулирования давления пара путем изменения подачи пара в кипятильник может быть выполнена сравнительно простой.

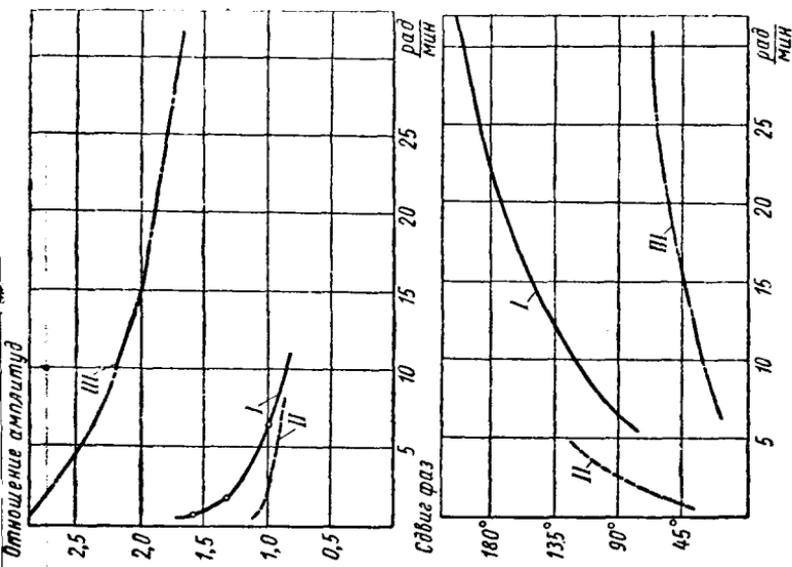
Из фиг. 83 и 84 видно, что уровень в кубе колонны в сравнительно слабой степени зависит от изменения количества охлаждающей воды. В то же время сдвиг фаз по каналу расход охлаждающей воды—давление в колонне (фиг. 84) даже при низких частотах достигает  $180^\circ$ . Это следствие зависимости температуры



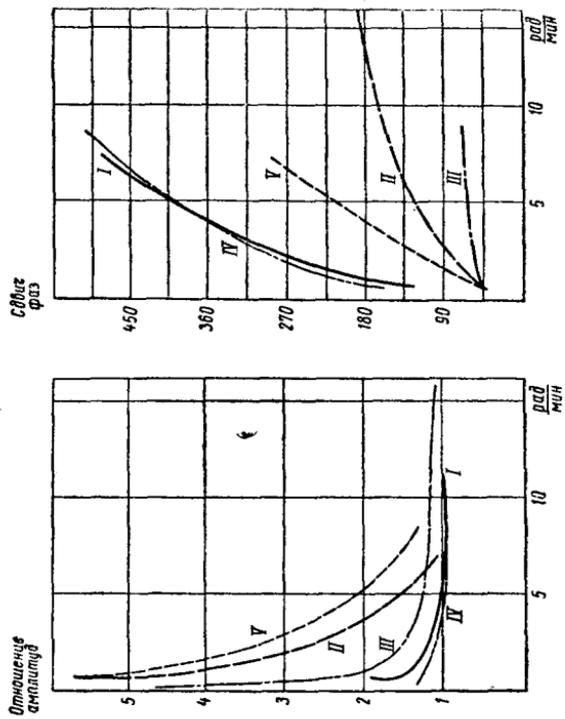
Фиг. 81. Частотные характеристики при синусоидальном изменении расхода пара в кипятыльнике. I — уровень в кубе кипятыльника; II — поток паров; III — отбор паров от верха колонны.



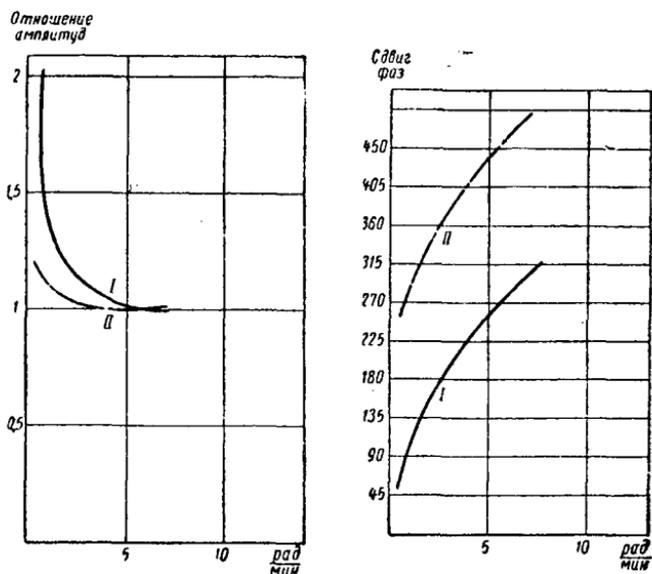
Фиг. 82. Частотные характеристики при синусоидальном изменении расхода пара в кипятыльнике. I — температура в кубе; II — температура на 5-й тарелке; III — температура в верхней части колонны; IV — давление в котле; V — концентрация на 10-й тарелке.



Фиг. 83. Частотные характеристики при sinusoidalном изменении расхода охлаждающей воды. I — уровень в кубе; II — поток паров; III — отбор паров от верха колонны.

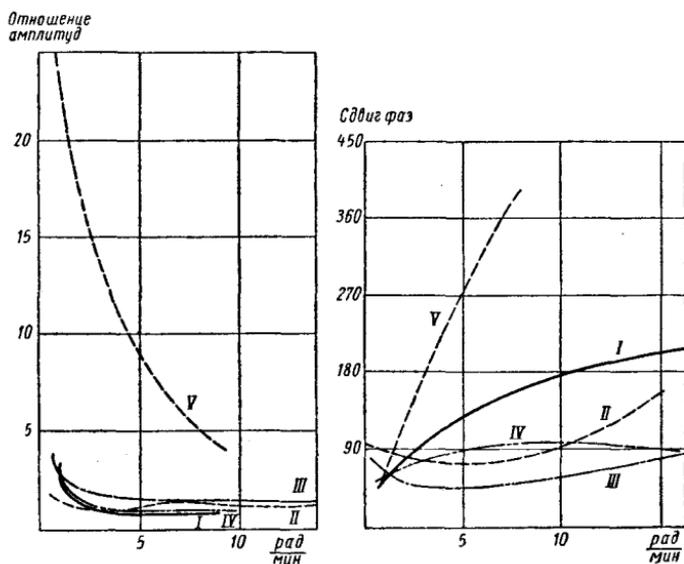


Фиг. 84. Частотные характеристики при sinusoidalном изменении расхода охлаждающей воды. I — температура в кубе; II — температура на 5-й тарелке; III — температура в верхней части колонны; IV — давление в колонне; V — концентрация на 10-й тарелке.



Фиг. 85. Частотные характеристики при синусоидальном изменении количества флегмы:

I — уровень в кубе колонны; II — отбор паров от верха колонны.



Фиг. 86. Частотные характеристики при синусоидальном изменении количества флегмы:

I — температура в кубе; II — температура на 5-й тарелке; III — температура в верхней части колонны; IV — давление в колонне; V — концентрация на 10-й тарелке.

от давления будет отрицательно сказываться на системе регулирования температурного режима. Как мы увидим ниже, эти соображения отражаются на структурной схеме системы регулирования температуры колонны.

Фиг. 85 и 86 позволяют оценить влияние флегмового режима на основные параметры колонны. Сдвиг фаз по каналу количество флегмы—давление в колонне даже на высоких частотах не достигает  $90^\circ$ , а по амплитудным характеристикам видно, что изменения давления и температуры происходят с равной интенсивностью. Это еще раз подтверждает соображения о целесообразности введения корректирующих связей в систему регулирования температурного режима по давлению.

Из сравнения фиг. 83 и 85 видно, что интенсивность влияния расхода охлаждающей воды и количества флегмы на уровень в кубе колонны примерно одна и та же, о чем можно судить по соответствующим амплитудным характеристикам. Однако сдвиг фаз в случае синусоидального возмущения по расходу охлаждающей воды значительно меньше.

Весьма характерным является реакция температуры внутри колонны на изменение флегмового режима (фиг. 86). Как видим, фазо-частотные характеристики для различных тарелок существенно отличаются друг от друга. При этом для тарелок средней части колонны они имеют несколько своеобразный характер. Канал регулирования, имеющий такую характеристику, не может быть аппроксимирован последовательным соединением аperiodических звеньев. В этом случае возможен вариант аппроксимации параллельным включением аperiodических звеньев, что находится в прямом согласии с природой процесса. Значение температуры устанавливается в результате ряда воздействий, основные из которых давление и физическая природа разделяемой смеси.

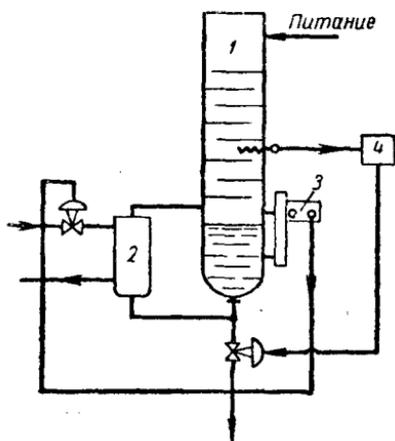
Анализ приведенных частотных характеристик показывает, что имеется существенная разница в динамических свойствах объекта по каналам с выходом по давлению или концентрации. Так, рост сдвига по фазе с увеличением частоты канала по давлению происходит значительно медленнее, чем канала по концентрации. Анализ частотных характеристик показывает также целесообразность построения системы регулирования по прямым показателям качества (состава): концентрации на тарелке, рефракции и т. д.

Отметим, что, как показывают многие экспериментальные исследования промышленных установок ректификации, полученные на моделях и на материале приведенного примера рекомендации не могут дать полную картину динамических свойств натуральных объектов. В некоторых случаях, как например при изучении динамических связей между режимами конденсатора и выносного кипятильника может привести к ошибочным выводам.

Рассмотренный пример оценки динамических свойств отдельных частей всей колонны как объекта автоматического регулиро-

вания, является частью общего метода подхода к созданию систем автоматического регулирования промышленных объектов.

В силу того, что процесс ректификации состоит в совместном протекании процессов массообмена и энергообмена, основные его параметры взаимосвязаны. Степень связи определяется конструктивными особенностями колонны и физическими свойствами разделяемой системы. Нередко внутривараметрическая связь требует принятия специальных мер, чтобы избежать влияние работы регуляторов локальных систем друг на друга.



Фиг. 87. Система перекрестного регулирования температуры и уровня ректификационной колонны:

1 — ректификационная колонна; 2 — выносной кипятильник; 3 — регулятор уровня; 4 — регулятор температуры.

К числу таких мероприятий относится создание систем автономного регулирования, систем с частичной автономностью или систем, использующих внутривараметрические связи. При этом оценка степени взаимосвязанности, а также выбор структурной схемы системы регулирования и закона корректирующих связей должны выполняться на основе анализа динамических характеристик объекта регулирования.

Одним из характерных примеров использования внутривараметрических связей может служить так называемая система перекрестного регулирования [66], [71] температурного режима кипятильника ректификационной колонны (фиг. 87).

Так, при разделении смесей, в которых компоненты мало различаются по температурам кипения, возникают существенные трудности регулирования температуры и уровня в кипятильнике колонны. В этом случае сказываются два наиболее существенных фактора: влияние запаздывания сигнала по температуре и почти безынерционное изменение уровня при изменении количества подаваемого пара. При этом между контурами регулирования имеется положительная обратная связь. Это значит, что повышение температуры вызывает понижение уровня, которое, в свою очередь, влечет за собой повышение температуры.

Внутривараметрическая связь контуров регулирования при этих условиях приводит к колебательному режиму работы системы регулирования, что отрицательно сказывается на работе колонны. Устранения колебательности процесса регулирования достигается введением перекрестных связей между регуляторами. Так, по импульсу с малым запаздыванием — изменению уровня жидкости — система регулирования должна обеспечить соответствующее изменение количества пара, а отклонение температуры служит сигналом для изменения количества стока.

## ПРИМЕРЫ СИСТЕМ АВТОМАТИЧЕСКОГО РЕГУЛИРОВАНИЯ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

Как уже указывалось, невозможно дать единых применимых ко всему многообразию действующих ректификационных установок рекомендаций по построению систем автоматического регулирования процессов ректификации.

Значительное число осуществленных, отличных друг от друга, систем регулирования — наглядное тому подтверждение.

В настоящем разделе рассматриваются только типовые примеры систем регулирования ректификационных колонн и их структурные особенности.

Структура системы регулирования определяется такими факторами, как физическая природа разделяемой смеси, требования экономики и необходимость получения нужных динамических свойств системы в переходных процессах.

### Одноконтурные, многоконтурные и многоимпульсные системы

Одноконтурные системы регулирования — это системы стабилизации отдельных участков установки по сигналу от изменения какого-либо одного параметра процесса. Структура таких систем представляет собой последовательное соединение всех входящих в них элементов, образующих один контур регулирования. На фиг. 88 представлена система автоматического регулирования непрерывного процесса получения толуола, ксилола и ароматических углеводородов ряда  $C_9$  и  $C_{10}$ .

Как показано на фиг. 88, система регулирования процесса в целом представляет собой комплекс одноконтурных систем независимого регулирования.

В ректификационную колонну  $K$  сырье (питание) подается предварительно подогретым в теплообменнике  $T_1$  путем изменения количества глухого пара, вводимого в теплообменник  $T_1$ . Постоянство заданной нагрузки по количеству сырья обеспечивается регулятором  $I$ .

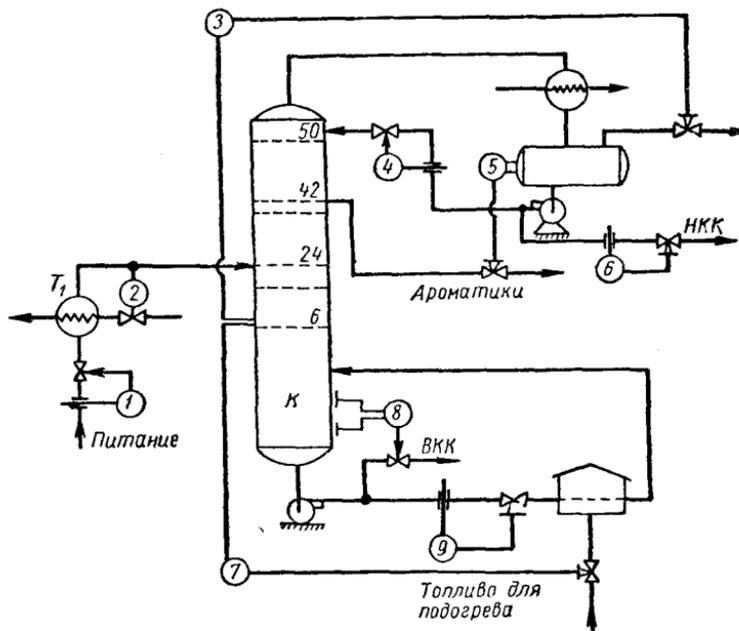
Температурный режим колонны поддерживается регулятором 7, датчик которого установлен на тарелке № 6 (от низа колонны). Выбор тарелки № 6 в качестве «контрольной» проведен на основе статической зависимости содержания ароматики в тяжелом продукте, отводимом от низа колонны, от температуры тарелки № 6.

Тарелка № 6 служит также в качестве «контрольной» для системы регулирования давления в колонне. Целевые продукты ароматического ряда и легкая фракция отводятся соответственно от тарелки № 42 и верха колонны.

Эти потоки и флегма, вводимая в колонну на тарелку № 50, стабилизируются одноконтурными системами 4, 5, 6.

Существенным недостатком рассмотренного комплекса одноконтурных систем несвязанного регулирования является его неспособность обеспечить стабилизацию процесса при таком возмущении, как изменение состава питания. Переход на другую нагрузку по количеству сырья потребует перенастройки регуляторов вручную.

В силу того, что между отдельными системами регулирования существует внутрипараметрическая связь, при некоторых условиях возможно появление колебательного режима работы.



Фиг. 88. Система автоматизации ректификационной установки получения высокой чистоты углеводородов ароматического ряда:

1 — регулятор количества питания (сырья); 2 — регулятор температуры сырья; 3 — регулятор давления; 4 — регулятор количества флегмы; 5 — регулятор уровня; 6 — регулятор количества отбираемого легкого компонента; 7 — регулятор температуры; 8 — регулятор уровня (отбор тяжелого компонента); 9 — регулятор циркуляционного контура подогрева тяжелого компонента.

Эти особенности одноконтурных систем необходимо учитывать при выборе параметров регулирования и настроек регуляторов. На фиг. 89 показана система автоматического регулирования колонны ректификации спирта.

Эта система представляет собой комплекс ряда несвязанных многоимпульсных систем. Одновременно она служит примером автоматического регулирования материального баланса по качественному показателю (состава продукта на «контрольной» тарелке).

Рассматриваемая колонна с технологической стороны является второй ступенью переработки спиртоводного раствора  $K$ , получаемого как целевой продукт первой ступени разделения. В нем содержится по весу до 48% этилового спирта, 50% воды и до 2% высших спиртов.

Задача ректификации — отделение чистого дистиллята  $D$  с содержанием этилового спирта до 90% по весу и промежуточной фракции  $C$ , имеющей 10—12% высших спиртов. От низа колонны отводится фузельная вода  $B$  с количеством этилового спирта до 0,01%. Двухимпульсный регулятор  $6$  изменяет установку регулятора  $1$  количества греющего пара в зависимости от потоков флегмы и сырья, поступающего на разделение.

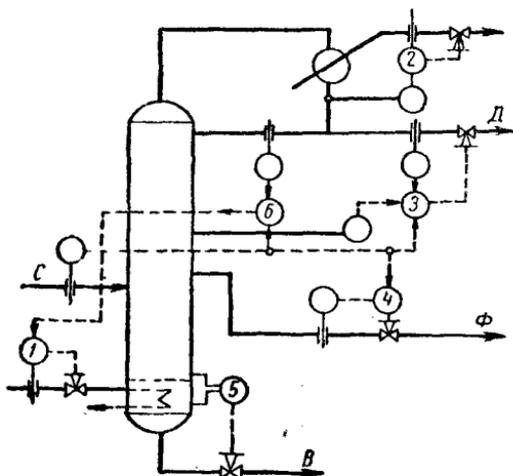
Количество флегмы регулируется по качественному показателю: составу продукта на «контрольной» тарелке, измеряемому специальным датчиком.

На трехимпульсный регулятор  $3$  поступают сигналы, пропорциональные количеству отбираемого дистиллята  $D$  и сырья  $F$ . Помимо этих двух сигналов, на регулятор  $3$  вводится сигнал по качеству (составу) продукта на «контрольной» тарелке.

Выработанное трехимпульсным регулятором управляющее воздействие изменяет количество целевого продукта  $D$  и тем самым количество флегмы.

Стабилизация режима работы выносного конденсатора-холодильника осуществляется двухимпульсным регулятором  $2$ . Последний по сигналам от расходомера охлаждающей воды и от температурного датчика, установленного на трубопроводе конденсата целевого продукта, регулирует поступление охлаждающей воды в конденсатор.

Количество высших спиртов поддерживается в соответствии с нагрузкой по сырью двухимпульсным регулятором  $4$ . Энергетический баланс колонны приводится в соответствие с количественной нагрузкой по сырью и его составом двухимпульсным регуля-

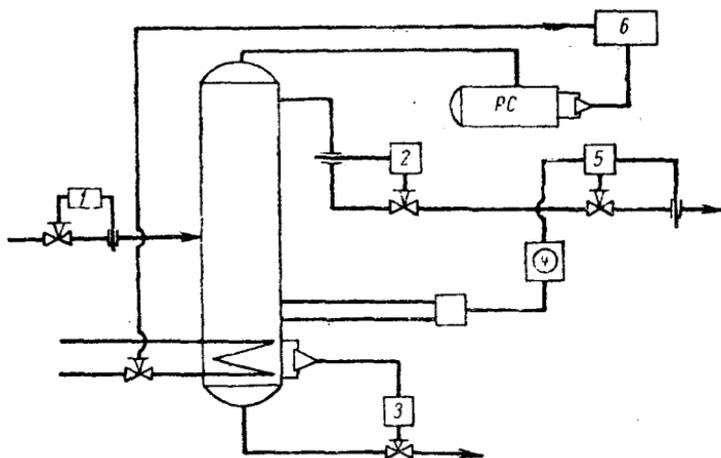


Фиг. 89. Система автоматического регулирования колонны ректификации спирта: 1 — регулятор количества греющего пара с дополнительным сигналом по количеству сырья и флегмы; 2 — регулятор количества охлаждающей воды с дополнительным сигналом по температуре дистиллята; 3 — регулятор количества отбираемого дистиллята с коррекцией по составу на «контрольной» тарелке и дополнительным сигналом по количеству сырья; 4 — регулятор количества отбираемых высших спиртов с сигналом по количеству сырья, подаваемого на разделение; 5 — регулятор количества отводимой из колонны фузельной воды.

тором 1, на который одновременно подается сигнал от количества поступающего в колонну греющего глухого пара.

При этом изменения в составе питания учитываются системой регулирования греющего пара по изменению количества флегмы.

Рассмотренная система с многоимпульсными контурами регулирования значительно лучше реагирует как на технологические изменения условий работы (количества, состава и температуры сырья), так и на возмущения, обусловленные общезаводскими условиями: нестабильностью давления и температуры греющего пара, количества и температуры охлаждающей воды.



Фиг. 90. Система регулирования колонны разделения циклогексана, метилциклопентана и нормального гексана:

1 — регулятор количества сырья (нагрузки); 2 — регулятор количества флегмы; 3 — регулятор количества отбираемой смеси циклогексана и метилциклопентана; 4 — рефрактометр с отбором пробы с контрольной тарелки; 5 — регулятор количества отбираемого нормального гексана с корректирующим импульсом по качеству продукта на «контрольной» тарелке; 6 — регулятор количества греющего пара.

В отличие от одноимпульсных и одноконтурных систем (так называемых систем несвязанного регулирования параметров) в многоимпульсных системах во многих случаях удается устранить вредные влияния внутривязей. Это осуществляется благодаря введению внешних связей, что и было проиллюстрировано только что разобранным примером (см. фиг. 89). При использовании такой схемы, возмущение по изменению состава сырья скажется на составе продукта на контрольной тарелке до того, как оно существенно нарушит установившееся состояние процесса в отгонной и укрепляющей частях колонны.

Это немедленно будет отмечено датчиком состава, расположенным на этой тарелке, и, следовательно, регулятором 3. Послед-

ний соответственно изменит количество отбираемого дистиллята, а с ним и количество флегмы.

В случае нарушения флегмового режима регулятор 6 вырабатывает сигнал, изменяющий задание регулятору 1 расхода греющего пара, подаваемого в куб колонны. Таким образом, до того как изменится состав на тарелках колонны, будут подготовлены условия поддержания теплового и материального балансов, отвечающих изменившемуся составу питания.

Однако применение многоимпульсных регуляторов в системах регулирования, подобных рассмотренной выше, не позволяет в некоторых ректификационных установках (колонны разделения воздуха методом глубокого охлаждения, ректификации бензола и др.) устранить влияние внутренних связей между контурами регулирования, приводящие к возникновению колебательного режима.

Применение систем связанного и автономного регулирования позволяет сохранить положительные качества многоимпульсных систем и улучшить динамические характеристики контуров регулирования.

Интересный пример многоимпульсной системы автоматического регулирования представлен на фиг. 90.

Ректификационная колонна (фиг. 90) предназначена для разделения смеси из циклогексана, метилциклопентана и нормального гексана.

Количество смеси (нагрузка) — постоянно и поддерживается регулятором 1. Материальный баланс по флегме и выводимому из колонны кубовому продукту, которым является циклогексан и метилциклопентан, также стабилизирован одноконтурными системами регулирования с регуляторами 2 и 3.

Требуемая чистота целевого продукта (нормального гексана) обеспечивается многоимпульсным регулятором 5 с применением рефрактометра 4.

Отбор проб на рефракцию производится из того места колонны, где согласно статическим характеристикам устанавливается четкая корреляционная связь между индексом рефракции и качеством (составом) целевого продукта.

Сигнал от рефрактометра 4 определяет задание двухимпульсному регулятору 5 количества целевого продукта. Изменение отбора целевого продукта сказывается на положении уровня во флегмовом сборнике РС, что контролируется регулятором уровня 6. В соответствии с этим регулятор уровня 6 изменяет количество греющего пара, вводимого в колонну.

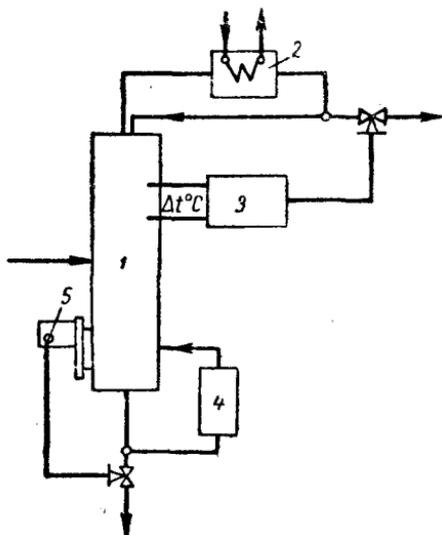
Этот пример показывает преимущества сочетания регулирования по качественным показателям с многоимпульсной структурой системы регулирования.

**Самонастраивающиеся системы.** В случае частых и значительных колебаний состава сырья и его количества, а также при жестких требованиях, предъявляемых к экономичности процесса

и к качественным показателям целевого продукта, целесообразно применение самонастраивающихся систем.

Самонастраивающиеся системы автоматически приспособляются к изменениям условий работы.

Один образец самонастраивающейся системы регулирования ректификационной колонны был приведен на фиг. 89. Другая разновидность самонастраивающейся системы — система оптимального регулирования (фиг. 91).



Фиг. 91. Система оптимального регулирования количества дистиллята:  
1 — ректификационная колонна; 2 — конденсатор-холодильник; 3 — оптимальный регулятор; 4 — кипятильник.

Рассматриваемая система обеспечивает поддержание оптимального количества отбираемого дистиллята наивысшего качества.

При этом используются характерные свойства температурного режима укрепляющей части колонны.

Оптимальный регулятор 3 поддерживает наибольшую разность температур, измеряемых в двух местах колонны, расположенных в области «контрольных» тарелок, путем изменения количества отбираемого дистиллята. В литературе [72] описывается самонастраивающаяся система автоматического поиска оптимального режима при ректификации бинарной системы, одновременно обеспечивающая и пуск колонны с автоматическим оптимальным выводом ее на рабочий режим.

Анализ данных по самонастраивающимся системам автоматизации ректификационных колонн показывает, что крупнотоннажные установки, разделяющие многокомпонентные смеси при наличии

высоких требований, предъявляемых к качеству и экономичности их работы, требуют создания систем управления с применением более совершенных средств вычислительной техники, на основе которых и должны выполняться самонастраивающиеся системы.

Применение счетно-решающих электронных устройств в виде аналоговых и цифровых вычислительных машин стало целесообразным также в связи с появлением таких средств информации, как автоматические анализаторы состава (хромотермографы, хроматографы, рефрактометры и др.).

---

## ЛИТЕРАТУРА

1. Д. П. Коновалов. Об упругости пара—растворов. Журнал Русского Физико-химического общества, т. 16, 1884, в. 1, с. 11—84.
2. М. С. Вревский. О составе и упругости пара—растворов. Журнал Русского Физико-химического общества, 1910, в. 1, 4, 8.
3. Duhem. Ann de l'ecole Normale. Sup. v. 4, 1889, p. 9; v. 6, 1889, p. 153.
4. Margules. Sitzungsberichte der winer Akad. der Wissenschaft Bd. 104. 1895, S. 1243.
5. F. Braw n. Trans. Chem. Soc. v. 35, 1897, p. 547.
6. E. Sorel. „La restification de l'alcool“, 1893.
7. А. М. Трегубов. Основные начала перегонки и ректификации. Баку—М., ГОНТИ, 1938.
8. А. А. Медведев и П. Г. Романков. Некоторые вопросы аналогии диффузионных и тепловых процессов. «Прикладная химия», т. XXXII, 1959, с. 1021.
9. А. А. Медведев и П. Г. Романков. Уравнения и критерии подобия неизометрической диффузии. «Прикладная химия», т. XXXII, 1959, с. 2424.
10. А. Г. Евстафьев. Движущая сила массопередачи в условиях ректификации. «Прикладная химия», 1963.
11. А. Н. Плановский и А. Г. Касаткин. К вопросу о расчете тарельчатых аппаратов. «Химическая промышленность», 1955, № 3.
12. А. Г. Евстафьев, Д. Д. Зыков и Н. М. Караваев. К вопросу о процессе массообмена в колонном аппарате тарельчатого типа. «Известия АН СССР», 1955, № 8.
13. Н. И. Гильперин. Дистилляция и ректификация. Госхимиздат, М.—Л., 1947.
14. А. Г. Касаткин. Основные процессы и аппараты химической технологии. Госхимиздат, М., 1955.
15. А. Н. Плановский и П. И. Николаев. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. Госоптехиздат, 1960.
16. М. Х. Карапетьянц. Химическая термодинамика. Госхимиздат, 1953.
17. W. I. Gibbs. The scientific papers, т. I, 1906.
18. А. В. Сторонкин. Об условиях термодинамического равновесия многокомпонентных систем. Изд. ЛГУ, 1948.
19. Льюис и Рендал. Химическая термодинамика. Химтеоретиздат, 1936.
20. Справочник химика. Госхимиздат, т. I, II, 1951, т. III, 1952.
21. Справочник физических, химических и технологических величин. Т. I—X, 1931—1936.
22. В. Б. Коган и В. М. Фридман. Справочник по равновесию между жидкостью и паром в бинарных и многокомпонентных системах. Госхимиздат, Л. 1957.
23. Нормали в химическом машиностроении. НИИХИММАШ, вып. 2, Машгиз, 1950.
24. А. М. Шуер и Ф. Н. Шахов. Критерии эффективности ректификационных колпачковых колонн. Сообщения Гипрококса. Вып. XXIV, Металлургиздат, 1960.

25. Ф. Бошнякович. Техническая термодинамика. Ч. I—II, Госэнергоиздат, М.—Л., 1955.

26. Г. И. Микулин. Гидравлический расчет барботажных аппаратов. «Химическая промышленность», 1955, № 1.

27. Л. С. Аксельрод. Ректификация в технике глубокого охлаждения. «Химическая наука и промышленность», 1957, т. II, № 1.

28. Chem. and Prog. Eng., v. 39, 1958, № 2, p. 41—47.

29. И. П. Усюкин, Л. С. Аксельрод. Основы гидравлического расчета ситчатых тарелок. «Кислород», 1949, № 1 и 2.

30. М. Э. Аэров, Т. А. Быстрова. Решетчатые тарелки и их сопоставление с другими типами барботажных тарелок и насадок ректификационных колонн. «Химическая наука и промышленность», 1957, т. II, № 1.

31. И. Н. Кузьминых. Новая барботажная аппаратура для процессов абсорбции и теплообмена. «Химическая промышленность», 1956, № 4, стр. 42—45.

32. В. В. Дильман, Е. П. Паровских, П. Э. Аэров, Л. С. Аксельрод. О гидравлическом сопротивлении решетчатых и дырчатых тарелок. «Химическая промышленность», 1956, № 3.

33. Tower. Chem. Eng. № 4, 1953 с. 242—243.

34. А. Д. Домашнев. Конструирование и расчет химических аппаратов. Машгиз, 1961.

35. А. М. Розен. Теория разделения изотопов в колоннах. Атомиздат, 1960.

36. П. Л. Капица. Теплопроводность и диффузия в жидкой среде при периодическом течении. «Ж. эксп. теорет. физ.» т. 21, в. 9, 1964, 1951.

37. Н. М. Жаворонков, В. А. Малюсов. Исследование и расчет абсорбционных и ректификационных колонн с регулярной насадкой. Научн. докл. высшей школы, 1, 185, 1958.

38. Н. М. Жаворонков. Гидравлические основы скрубберного процесса. «Советская наука», 1944.

39. В. А. Мак-Кеб и Е. В. Тилле. Графический метод расчета колонн для фракционированной перегонки. «Журнал химической промышленности», 1925, т. II, № 1 (7), с. 56.

40. С. Р. Гроот. Термодинамика необратимых процессов. Гостеориздат, М. 1956.

41. Б. Н. Орлов, А. Н. Плановский. Экспериментальное определение коэффициентов массоотдачи в тарельчатых аппаратах. «Химическое машиностроение», 1960, № 3.

42. Ф. В. Мерфри. Графический метод расчета ректификационных колонн. «Химическая промышленность», 1926, № 9, с. 734.

43. А. Г. Евстафьев. Анализ способов определения эффективности колонных аппаратов тарельчатого типа. «Известия АН СССР», 1960, № 4.

44. В. С. Кущенко. Аналитический метод расчета теоретического числа ступеней при разделении бинарных смесей. Труды ЛТИ им. Ленсовета. Вып. XVI, 1957.

45. Brewster O. Oil and Gas. 1930, v. 28, N 46, Apr. 3., p. 41 and 143.

46. С. Н. Обрядчиков и Л. А. Хохряков. Расчет и конструкция ректификационных колонн для нефтезаводских установок. ОНТИ НКТМ, М.—Л., Новосибирск, 1933.

47. E. Kirschbaum. Chem Fabrik, 1933, Bd. 6., S. 431—436.

48. E. Kirschbaum. „Destillier und Rektifiziertchnik“. Berlin, 1940, J. Springer.

49. W. Leiois. Ind. Eng. Chem., 1936., v. 28. N 4, p. 399—402.

50. G. Voiland. „Unterrichtung über den Wirkungsgrad von Rektifizierböden“, Berlin 1935.

51. А. Г. Евстафьев, Д. Д. Зыков, Н. М. Караваяев. Относительное влияние некоторых факторов на процесс массообмена в колонном аппарате тарельчатого типа. «Известия АН СССР», ОТН, 1958, № 6.

52. В. В. Кафаров. О теоретическом анализе диффузионных процессов. «Прикладная химия». Вып. 1, т. XXIX, 1956, с. 40—45.
53. М. Е. Позин и Е. С. Тумаркина. О влиянии физических свойств жидкости на образование подвижной пены. «Журнал прикладной химии». Вып. 11, т. XXVII, 1954.
54. М. Е. Позин и Е. С. Тумаркина. О подавлении пены хорошо растворимыми газами. «Журнал прикладной химии». Вып. II, т. XXVII, 1954.
55. З. Л. Миропольский и М. А. Стырикович. Применение  $\gamma$ -лучей для изучения гидродинамики двухфазных систем. «Известия АН СССР», 1955, № 9.
56. С. С. Кутателадзе и М. А. Стырикович. Гидравлика газожидкостных систем. Госэнергоиздат, М.—Л., 1958.
57. Е. А. Беленов, А. Г. Евстафьев. Исследование эффективности процесса ректификации на элементе плоскопараллельной насадки. «Прикладная химия». Научно-техническая конференция (тезисы докладов) МИХМ, 1960.
58. А. Г. Евстафьев. Эффективность колонных аппаратов тарельчатого типа. Научно-техническая конференция (тезисы докладов) МИХМ, 1960.
59. Ю. В. Поплавский. Определение количества жидкости, уносимой в тарельчатых колоннах. «Химическая промышленность», 1961, № 4.
60. Hunt. „Oil and Gas“, 1959, v. 1, N 3, p. 187.
61. Ю. В. Поплавский. К вопросу о гидродинамическом расчете колонн с колпачковыми тарелками. Авторефер. диссертационной работы. МИХМ, М. 1956.
62. А. Г. Евстафьев, Д. Д. Зыков, Н. М. Караваев. Относительное влияние некоторых факторов на процесс массообмена в колонном аппарате тарельчатого типа. «Известия АН СССР», ОТН, 1958, № 6.
63. А. Г. Евстафьев, Л. А. Котенко. Выбор оптимального режима работы ректификационной колонны. Труды МИХМа, т. XIX, 1959.
64. М. М. Гордон. Расчет устройств автоматического регулирования тепловых процессов в металлургии. Металлургиздат, М. 1956.
65. В. В. Аранович. Регулирование процессов в химическом производстве по показателям качества продуктов. «Автоматика и телемеханика», 1960, № 6, с. 822.
66. И. В. Анисимов. Автоматическое регулирование процесса ректификации. Гостоптехиздат, М. 1957.
67. Endtz и др. Plant and Process Dynamic characteristics. Proc. Conf. Held at Cambridge. 4—6 april, 1956, p. 182.
68. Е. Я. Сусанов. Принципы автоматического регулирования ректификационных колонн. Сообщение в Госплане СССР. Вып. 6, 1960.
69. P. R. Hoyt and Stauton B. Refiner, N 10, vol. 32, 1953.
70. М. М. Сорокин, Л. А. Котенко, А. Г. Евстафьев. Автоматизация колонн непрерывного действия цеха ректификации. Улавливание и переработка сырого бензола. Сообщения Гипрококса. Вып. XXIV, Металлургиздат, 1960.
71. В. Оппельт. Основы техники автоматического регулирования. Госэнергоиздат, М. 1960.
72. И. И. Заславский и др. Самонастраивающаяся система автоматического регулирования ректификационной колонны. «Химическая промышленность», 1959, № 3.

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение . . . . .	3
<b>Глава I. Термодинамические основы процесса ректификации</b> . . . . .	<b>7</b>
Способ выражения состава и свойств жидкой и паровой смеси . . . . .	7
Термодинамические основы теории равновесия между кипящей жидкой смесью и ее парами . . . . .	10
Диаграмма равновесия для бинарных систем . . . . .	15
Сущность процесса ректификации . . . . .	23
<b>Глава II. Схемы и основные элементы ректификационных установок</b> . . . . .	<b>31</b>
Схемы ректификационных установок . . . . .	31
Конструкция элементов ректификационной колонны . . . . .	41
Колонны перекрестного тока . . . . .	44
Колонны полного смещения . . . . .	53
Противоточные колонны . . . . .	56
<b>Глава III. Расчет основных размеров ректификационных колонн</b> . . . . .	<b>64</b>
Основные размеры ректификационной колонны . . . . .	64
Массопередача в условиях процесса ректификации . . . . .	67
Определение числа контактных устройств (тарелок) . . . . .	76
Расчет контактных устройств при противотоке фаз . . . . .	79
Расчет контактных устройств при прямотоке фаз . . . . .	83
Расчет контактных устройств в случае полного перемешивания жидкой фазы . . . . .	88
Расчет контактных устройств при перекрестном токе фаз . . . . .	88
Схемы расчета высоты колонны . . . . .	104
<b>Глава IV. Эффективность процесса ректификации</b> . . . . .	<b>108</b>
Эффективность процесса массопередачи . . . . .	108
Гидродинамическая обстановка в условиях пленочного взаимодействия фаз . . . . .	109
Гидродинамическая обстановка в условиях барботажа . . . . .	110
Некоторые экспериментальные данные по кинетике процесса массопередачи . . . . .	115
Унос жидкой фазы потоком пара . . . . .	118
Выбор оптимального флегмового режима . . . . .	123
Примеры расчета ректификационных колонн . . . . .	126
<b>Глава V. Основы автоматического регулирования ректификационных колонн</b> . . . . .	<b>133</b>
Принципы построения систем автоматического регулирования ректификационных колонн непрерывного действия . . . . .	133
Статические характеристики процесса ректификации . . . . .	139
Динамические свойства процесса ректификации . . . . .	153
Примеры систем автоматического регулирования ректификационных колонн . . . . .	153
<b>Литература</b> . . . . .	<b>160</b>

Редактор издательства *А. Л. Таирова*  
Переплет художника *Л. С. Вендрова*  
Технический редактор *А. Ф. Уварова*  
Корректор *Т. М. Евсеева*

---

Сдано в производство 22 X 1962 г. Подписано к печати 2/II-1963 г. Т-02806. Тираж 3000 экз. Печ. л. 10,25. Уч-изд. л. 10,25. Бум. л. 5,13. Формат 60 × 90<sup>1/16</sup>. Зак. 2.690. Цена 61 коп.

---

Ленинградская типография Госгортехиздата,  
Ленинград, ул. Салтыкова-Щедрина, 54.