

$\tilde{\mathfrak{N}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{U}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{N}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{U}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{N}}\tilde{\mathfrak{N}}\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{D}}\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{E}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{E}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{E}}\tilde{\mathfrak{E}}\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{E}}\tilde{\mathfrak{E}}$ $\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{E}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{U}}\tilde{\mathfrak{O}}\tilde{\mathfrak{N}}\tilde{\mathfrak{I}}\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{N}}\tilde{\mathfrak{A}}\tilde{\mathfrak{E}}$

Ректификацией называется диффузионный процесс разделения жидких смесей взаимно растворимых компонентов, различающихся по температурам кипения, который осуществляют путем противоточного, многократного контактирования неравновесных паровой и жидкой фаз.

При проведении процессов однократного испарения или однократной конденсации получают пар, более богатый НКК, чем в исходной системе, а жидкость, более богатую ВКК. Однако достаточно высокой степени разделения исходного сырья в однократных процессах достичь не удастся.

При осуществлении многократного и постепенного испарения или конденсации может быть обеспечено получение паровой или жидкой фаз с любой заданной концентрацией компонентов. Однако выход паровой или жидкой фазы с такой концентрацией будет незначительным по сравнению с массой исходной смеси, т.е. проблема будет решена лишь качественно. Достаточно четкое разделение компонентов при этом обеспечиваться не будет, так как в ходе процесса получатся значительные количества паровой или жидкой фаз, составы которых существенно отличаются от требуемых.

Для получения продуктов с заданной концентрацией компонентов и высокими выходами используют процесс ректификации, который широко применяется в нефтегазопереработке, химической, нефтехимической, кислородной, пищевой и других отраслях промышленности.

Вступающие в контакт пары и жидкость при ректификации не находятся в равновесии, но в результате контакта фазы стремятся достичь его или приблизиться к этому состоянию. При этом происходит выравнивание температур и давлений в фазах и перераспределение компонентов между ними. Контакт пара и жидкости, при котором система достигает состояния равновесия, называется *идеальным* или *теоретическим*, а устройство, обеспечивающее такой контакт — *теоретической тарелкой* (см. гл. I).

Рассмотрим сущность процесса ректификации на примере разделения двухкомпонентной смеси при наличии теоретических тарелок (рис. IV-1).

На каждую, например, n -ю тарелку с вышележащей тарелки стекает жидкость в количестве g_{n+1} при температуре t_{n+1} и с нижерасположенной тарелки поднимаются пары в количестве G_{n-1} при температуре t_{n-1} . При

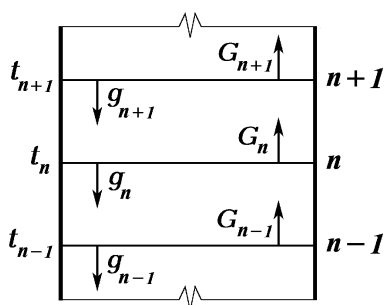


Рис. IV-1. Схема контактирования пара и жидкости на теоретической тарелке

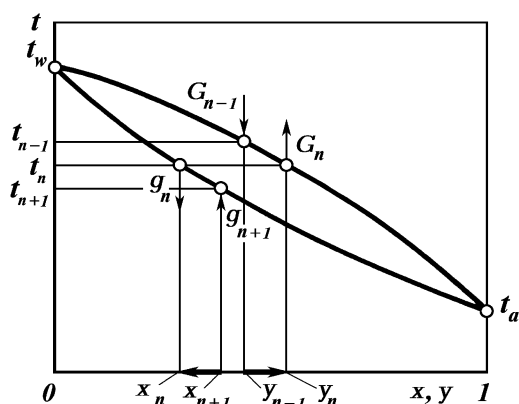


Рис. IV-2. Схема изменения состава пара и жидкости на теоретической тарелке

теоретическом контакте на n -й тарелке система достигает состояния равновесия, при этом пары G_n и жидкость g_n будут иметь одинаковую температуру t_n .

Для осуществления процесса ректификации температурный режим в колонне должен быть таким, чтобы температура убывала в направлении движения потока паров (возрастала в направлении движения потока жидкости), т.е.

$$t_{n-1} > t_n > t_{n+1}.$$

При контакте фаз в результате массообменных процессов температура паровой фазы снизится, часть паров конденсируется и концентрация НКК в них возрастет, а температура жидкой фазы увеличится, часть ее испарится и концентрация НКК в ней уменьшится. Изменение состава паров и жидкости удобно проследить по изобарным температурным кривым (рис. IV-2). На n -й теоретической тарелке в результате контакта концентрация НКК в паровой фазе увеличилась на величину $(y_n - y_{n-1})$, а в жидкой фазе уменьшилась на величину $(x_{n+1} - x_n)$, тем самым концентрация ВКК в жидкости увеличилась.

При ректификации массообмен протекает в обоих направлениях. Если теплота испарения и теплоемкости разделяемых компонентов различаются незначительно, то массы парового и жидкостного потоков по высоте аппарата изменяются мало.

Очевидно, при многократном повторении таких противоточных контактов на верху аппарата можно получить пары, обогащенные в любой степени низкокипящим компонентом ($y \rightarrow 1,0$), а снизу отбирать жидкость, обогащенную высококипящим компонентом ($x \rightarrow 1,0$). Подобное контактирование осуществляется до тех пор, пока пар на верху колонны не приобретает заданного состава по НКК y_D , а жидкость внизу колонны не достигнет состава x_W .

Подобное контактирование фаз по схеме противотока в целом по аппарату осуществляется в *ректификационных колоннах*, заполненных различными контактными устройствами: тарелками, насадками и т.п.

Η ΔΕΙ ΟΕΙ ΕΛΕΥΙ Ι Α ΟΝΟΔΙ ΕΝΟΑΙ ΔΑΕΟΕΟΕΕΑΟΕΙ Ι Ι Ι Ε ΕΙ ΕΙ Ι Ι Ϊ

Схема ректификационной колонны приведена на рис. IV-3.

В среднюю часть колонны поступает подлежащее ректификации сырье, нагретое до температуры t_F . Сырье может подаваться в колонну в виде жидкости, паров или смеси паров и жидкости. При входе сырья в колонну происходит процесс однократного испарения, в результате которого образуются пары G_F состава y_F^* и жидкость g_F состава x_F^* , находящиеся в равновесии.

Для обеспечения ректификации необходимо в верхней части колонны навстречу парам организовать поток жидкости (флегмы, орошения). Для этого на верху колонны тем или иным способом отнимается тепло Q_d (тепло парциального конденсатора). За счет этого часть паров, поднимающихся с верхней тарелки, конденсируется, образуя необходимый нисходящий поток жидкости.

В нижней части колонны нужно обеспечить восходящий поток паров. Для этого в низ колонны тем или иным способом подводится тепло Q_B (тепло кипятильника). При этом часть жидкости, стекающей с нижней тарелки, испаряется, образуя поток паров.

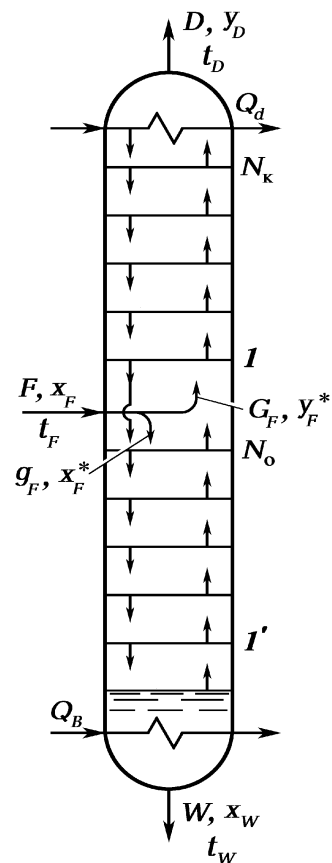


Рис. IV-3. Принципиальная схема ректификационной колонны

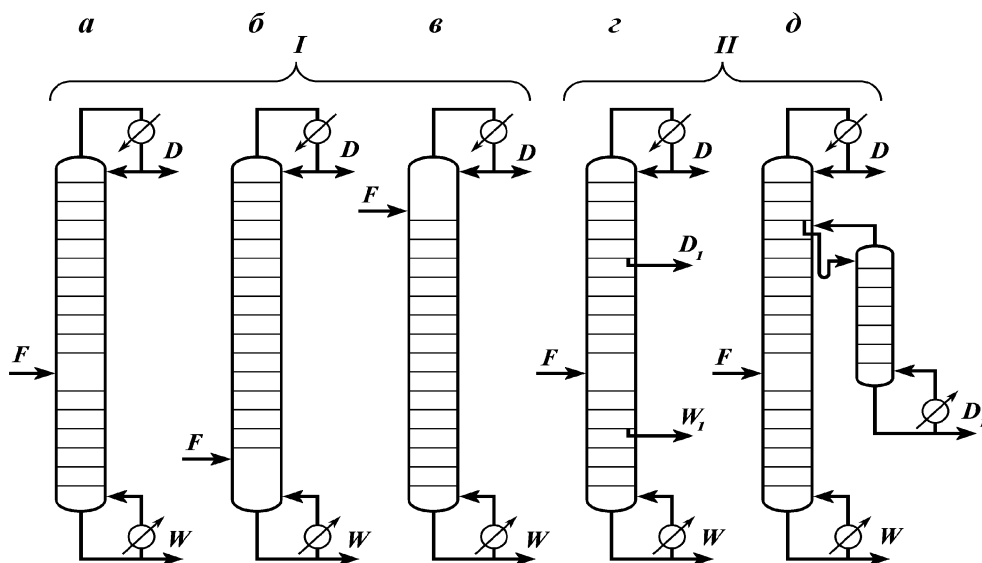


Рис. IV-4. Схемы простых (I) и сложных (II) колонн:
 a — полная; b — укрепляющая; $в$ — отгонная; $г$ — с отбором дополнительных продуктов (D_1 и W_1) из основной колонны; $д$ — с отбором дополнительного продукта; D_1 из отпарной колонны

При таком режиме самая низкая температура t_D будет в верху колонны, а самая высокая t_W — в низу колонны.

Отбираемый с верху колонны продукт D , обогащенный НКК, называется *ректификатом* (или *дистиллятом*), — а с низу колонны W , обогащенный ВКК, — *остатком* (или *нижним продуктом*).

Та часть колонны, куда вводится сырье, называется *секцией питания*, или *эвапорационным пространством*, часть ректификационной колонны, находящаяся выше ввода сырья — *верхней, концентрационной или укрепляющей*, а ниже ввода сырья — *нижней, отгонной или исчерпывающей*. В обеих частях колонны протекает один и тот же процесс ректификации.

В зависимости от назначения колонны могут быть полными, т.е. иметь концентрационную и отгонную части, или неполными, имеющими одну из названных частей (рис. IV-4). Укрепляющая колонна имеет только верхнюю часть, и сырье подается в низ колонны (рис. IV-4, б). Отгонная колонна имеет только нижнюю часть, и сырье вводится на верхнюю тарелку (рис. IV-4, в).

Неполные колонны применяются в тех случаях, когда к чистоте нижнего продукта укрепляющей колонны или верхнего продукта отгонной колонны не предъявляются высокие требования. Наличие конденсатора и кипятильника в таких колоннах позволяет обеспечить необходимые жидкостные и паровые нагрузки.

Наряду с простыми колоннами, которые делят смесь на два продукта, различают также сложные колонны, в которых число отбираемых продуктов больше двух (рис. IV-4 а, б). Эти продукты могут выводиться из основной или из отпарных колонн в виде дополнительных боковых погонов.

Ì ÅÐÀÐÈÀÈÛÍ ÛÉ ÅÅÈÁ Ñ ÐÀÈÐÈÒÈÈÀÒÈÍ Í Í É ÈÍ ÈÍ Í Í Û

Материальный баланс ректификационной колонны может быть составлен в массовых или мольных единицах, причем соответствующие балансовые уравнения имеют один и тот же вид. При установившемся режиме работы колонны массы всех потоков остаются неизменными (рис. IV-5). Ниже рассмотрен материальный баланс в массовых единицах.

Примем следующие обозначения:

F, x_F, e, t_F, Q_F — соответственно масса сырья, массовая концентрация НКК, доля отгона, температура и количество тепла при входе сырья в колонну;

G_F и g_F, y_F^* и x_F^* — соответственно масса паровой части сырья и неиспарившейся жидкости, концентрация в них НКК;

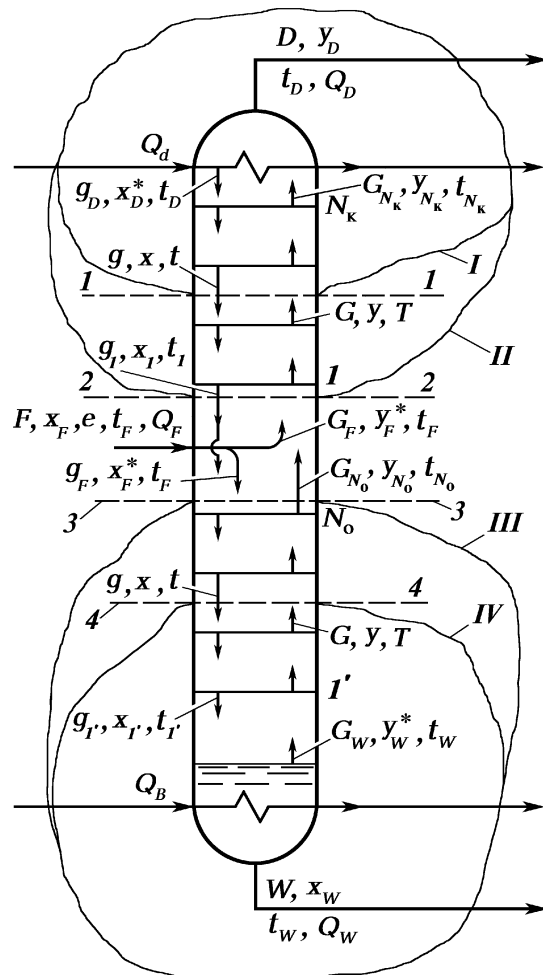


Рис. IV-5. Схема потоков ректификационной колонны, используемая для составления материальных и тепловых балансов:
 I — IV — контуры для составления балансов; 1 — 4 — сечения

D, y_D, t_D, Q_D — соответственно масса, концентрация, температура и количество тепла паров ректификата, уходящего с верха колонны;

W, x_W, t_W, Q_W — соответственно масса, концентрация, температура и количество тепла, отходящего с низа колонны остатка;

g_D, x_D^*, t_D — соответственно масса, концентрация и температура жидкости (орошения, флегмы), стекающей из парциального конденсатора и находящейся в равновесии с парами D ;

G_{Np}, y_{Np}, t_{Np} — соответственно масса, концентрация и температура паров, поднимающихся с верхней тарелки концентрационной части колонны;

g, x, t — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, поступающей в произвольное сечение 1—1 верхней или 3—3 нижней части колонны;

G, y, T — соответственно масса, концентрация и температура паров, поступающей в произвольное сечение 1—1 верхней или 4—4 нижней части колонны;

g_1, x_1, t_1 — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны;

G_{N0}, y_{N0}, t_{N0} — соответственно масса, концентрация и температура паров, поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны;

g_1', x_1', t_1' — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны;

G_W, y_W^*, t_W — соответственно масса, концентрация и температура паров, поступающих под нижнюю тарелку отгонной части колонны и находящихся в равновесии с остатком W ;

Q_d — тепло, отнимаемое на верху колонны (тепло орошения);

Q_B — тепло, подводимое в низ колонны (тепло кипятивника).

Материальный баланс будет иметь вид:

для всей колонны

$$F = D + W,$$

для НКК

$$Fx_F = Dy_D + Wx_W.$$

Подставив в последнее уравнение вместо W величину $F - D$, получим

$$Fx_F = Dy_D + (F - D)x_W.$$

Тогда относительный отбор ректификата составит

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W}. \quad (\text{IV.1})$$

Соответственно относительный отбор остатка составит

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{y_D - x_F}{y_D - x_W}. \quad (\text{IV.2})$$

Из уравнений (IV.1) и (IV.2) следует, что внешние потоки колонны и концентрации в них компонентов — взаимосвязанные величины и не могут устанавливаться произвольно.

Приведенные уравнения позволяют определить массовые расходы ректификата D и остатка W при заданных производительности колонны F , составе сырья x_F и четкости ректификации: концентрациях y_D и x_W .

ОБЛАСТЬ РАБОТЫ КОЛОННЫ

Для выявления связи между потоками в любом сечении ректификационной колонны (масса, тепло и концентрации) следует мысленно разрезать колонну в соответствующем сечении. Отделить одну часть колонны от другой. Заменить отделенную часть соответствующими потоками массы и тепла и затем составить материальные, а в случае необходимости и тепловые балансы для рассматриваемой части колонны. Проводя подобные расчеты для нескольких сечений колонны, можно проследить за изменением потоков массы и тепла по высоте аппарата.

Уравнение рабочей линии для верхней части колонны. Рассмотрим уравнения материальных балансов для части колонны, находящейся выше сечения 1–1 (см. рис. IV-5). Запишем материальные балансы:

общий

$$G = g + D \quad \text{или} \quad G - g = D \quad (\text{IV.3})$$

и для НКК

$$Gy = gx + Dy_D. \quad (\text{IV.4})$$

Из уравнения (IV.3) следует, что при стационарном режиме работы колонны (потоки массы не изменяются) разность потоков пара и жидкости в любом сечении верхней части колонны — величина постоянная, равная массе потока ректификата D , т.е. $G > g$. Следовательно, при увеличении или уменьшении одного из потоков (пара или жидкости) второй поток изменится соответственным образом.

Уравнения (IV.3) и (IV.4) устанавливают зависимость между массами и составами паров и жидкости, проходящих через одно и то же сечение 1–1 колонны. Из этих уравнений следует, что масса потока паров G равна массе потоков ректификата D и флегмы g , а соответственно масса НКК в парах Gy равна массе НКК в ректификате Dy_D и флегме gx . Таким образом, пары, поднимающиеся с любой тарелки в верхней части колонны, можно рассматривать как состоящие из двух частей: паров верхнего целевого продукта (ректификата) и сопутствующих паров, масса и состав которых равны массе и составу встречной флегмы. Следует отметить, что в ряде случаев масса сопутствующего потока паров может значительно превышать массу потока ректификата.

Приняв во внимание уравнение (IV.3), можно также уравнение (IV.4) записать в следующем виде:

$$\frac{g}{D} = \frac{y_D - y}{y - x} \quad (\text{IV.5})$$

или

$$y = \frac{g}{g + D} x + \frac{D}{g + D} y_D. \quad (\text{IV.6})$$

Разделив числитель и знаменатель каждого слагаемого уравнения (IV.6) на D и обозначив *флегмовое число* через $R = g/D$, которое является важнейшим показателем процесса ректификации, получим

$$y = \frac{R}{R + 1} x + \frac{y_D}{R + 1}. \quad (\text{IV.7})$$

Уравнения (IV.6) или (IV.7) называются *уравнением рабочей линии*, *уравнением концентраций*, или *уравнением оперативной линии*. Оно устанавливает связь между составами встречных потоков пара и жидкости в произвольном сечении колонны и является общим для любого сечения концентрационной части колонны. В частности, для сечения над верхней N_k -й тарелкой уравнение (IV.6) будет иметь вид:

$$y_{N_k} = \frac{g_D}{g_D + D} x_D^* + \frac{D}{g_D + D} y_D.$$

Для всей верхней части колонны выше сечения 2—2 (см. рис. IV-5) уравнение рабочей линии записывается следующим образом:

$$y_m = \frac{g_1}{g_1 + D} x_1 + \frac{D}{g_1 + D} y_D, \quad (\text{IV.8})$$

где y_m — средний состав пара, поступающего из секции питания в концентрационную часть колонны,

$$y_m = \frac{G_F y_F^* + G_{N_o} y_{N_o}}{G_F + G_{N_o}} = \frac{G_F y_F^* + G_{N_o} y_{N_o}}{G_m}. \quad (\text{IV.9})$$

Пары G_m с концентрацией НКК y_m , поступающие в концентрационную часть колонны, образуются при смешении потока паров G_F , полученного при ОИ сырья, и паров G_{N_o} , уходящих из отгонной секции колонны.

При смешении потоков паров с различной температурой в секции питания не происходит простого их суммирования, оно сопровождается небольшой частичной конденсацией. Поэтому допущение о том, что количество паров G_m равно суммарным количествам смешивающихся потоков G_F и G_{N_o} , не вполне точно. Однако с учетом того, что в небольших пределах по концентрациям кривые конденсации на изобарных кривых и энтальпийной диаграмме близки к прямолинейному очертанию, степенью конденсации при смешивании одноименных потоков в секции питания можно практически пренебречь.

В координатах x, y уравнения (IV.6) и (IV.7) представляют собой кривую линию, так как в общем случае поток флегмы g или флегмовое число R может изменяться по высоте верхней части колонны. Степень изменения массы жидкости и паров по высоте колонны зависит от тепловых характеристик компонентов (скрытая теплота конденсации, теплоемкость). Для систем, у которых тепловые константы близки между собой, масса жидкости и паров по высоте колонны не меняется или меняется незначительно.

Если принять поток флегмы по высоте колонны постоянным ($g_D = g = g_1 = \text{const}$), то рабочая линия будет прямой с тангенсом угла наклона

$$\frac{R}{R+1} = \text{const.}$$

На диаграмме $x-y$ (рис. IV-6) можно выявить характерные точки, через которые проходит рабочая линия. При $x = y_D$ получим, что $y = y_D$, т.е. рабочая линия проходит через точку D , находящуюся на диагонали диаграммы $x-y$. Положение точки D зависит только от состава ректификата и не зависит от величины потока флегмы. Поэтому через точку D рабочая линия проходит независимо от того, изменяется или не изменяется масса потока флегмы по высоте колонны.

Для определения координат второй точки рабочей линии примем, что $x = 0$. Тогда $y = y_D/(R+1)$ (точка B , рис. IV-6). Положение точки B зависит не только от состава ректификата y_D , но и от величины флегмового числа $R = g/D$, т.е. от массы потока флегмы g . С увеличением флегмового числа точка B перемещается вниз, а рабочая линия приближается к диагонали OA . В пределе при $R \rightarrow \infty$ (или $g \rightarrow \infty$) рабочая линия сольется с диагональю диаграммы $x-y$, а точка B переместится в начало координат (режим полного орошения). Таким образом, диагональ графика является линией концентраций при бесконечно большом значении флегмового числа.

Следует заметить, что как рабочая линия BD , так и кривая равновесия фаз OEA , дают зависимость между содержанием НКК в жидкости и в парах. Однако между этими кривыми имеется существенное различие. Кривая равновесия фаз связывает концентрации равновесных жидкой и паровой фаз, покидающих данную контактную ступень (теоретическую тарелку). Поэтому каждая точка, лежащая на кривой равновесия фаз, характеризует жидкость x_n , стекающую с данной (n -й) тарелки, и равновесные пары y_n , покидающие ту же тарелку (точка E). Рабочая же линия связывает неравновесные жидкую и паровую фазы и каждая ее точка (например, E_1) характеризует жидкость x_{n+1} , стекающую на данную n -ю тарелку с вышележащей, и пары y_n , поднимающиеся с данной тарелки.

При изменении массы потока флегмы (паров) по высоте концент-

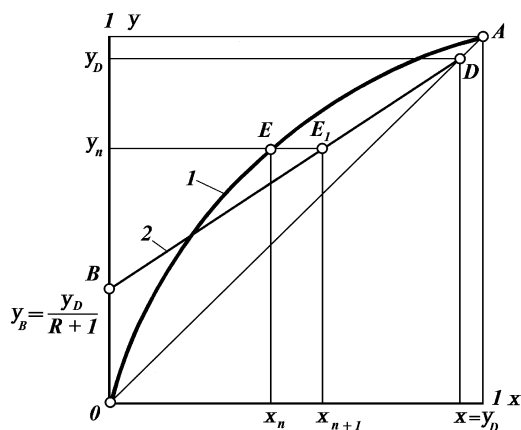


Рис. IV-6. Рабочая линия для верхней части колонны на диаграмме $x-y$: 1 — кривая равновесия фаз; 2 — рабочая линия

рационной части колонны уравнение рабочей линии может быть построено в координатах x , y с использованием свойств энтальпийной диаграммы.

Уравнение рабочей линии для нижней части колонны. Перейдем к анализу работы нижней части колонны. Для этого рассмотрим потоки для части колонны ниже сечения 4—4 (см. рис. IV-5). Материальный баланс для этой части колонны запишется следующим образом:

общий

$$g = G + W \text{ или } g - G = W; \quad (\text{IV.10})$$

и для НКК

$$gx = Gy + Wx_W. \quad (\text{IV.11})$$

Из данных уравнений следует, что для любого сечения в нижней части колонны масса жидкости больше массы паров, т. е. $g > G$, и массы обоих потоков изменяются в одном направлении, одновременно возрастаая или убывая.

Кроме того, масса флегмы g равна сумме масс остатка W и паров G , а масса НКК во флегме равна массе НКК в остатке Wx_W и в парах. Таким образом, жидкость, стекающую с любой тарелки нижней части колонны, можно рассматривать как состоящую из двух частей: нижнего целевого продукта (остатка W) и сопутствующей флегмы, масса и состав которой равны массе и составу встречного потока паров G .

Решив совместно уравнения (IV.10) и (IV.11), получим

$$\frac{G}{W} = \frac{x - x_W}{y - x} \quad (\text{IV.12})$$

или

$$y = \frac{G + W}{G} x - \frac{Wx_W}{G}. \quad (\text{IV.13})$$

Разделив числитель и знаменатель каждого слагаемого на W и обозначив паровое число через $\Pi = G/W$, получим

$$y = \frac{\Pi + 1}{\Pi} x - \frac{x_W}{\Pi}. \quad (\text{IV.14})$$

Уравнения (IV.13) или (IV.14) называются *уравнением рабочей линии для нижней части колонны* и устанавливают зависимость между концентрациями встречных потоков пара и жидкости в произвольном сечении нижней части колонны. Оно является общим для любого сечения отгонной части колонны и, в частности, для сечения под нижней тарелкой уравнение (IV.13) будет иметь вид

$$y_W^* = \frac{G_W + W}{G_W} x_1 - \frac{Wx_W}{G_W}.$$

Для всей отгонной части колонны ниже сечения 3—3 (см. рис. IV-5) уравнение рабочей линии записывается следующим образом:

$$y_{N_o} = \frac{G_{N_o} + W}{G_{N_o}} x_m - \frac{Wx_W}{G_{N_o}}, \quad (\text{IV.15})$$

где x_m — средний состав флегмы, поступающей из секции питания в нижнюю часть колонны:

$$x_m = \frac{g_F x_F^* + g_1 x_1}{g_F + g_1} = \frac{g_F x_F^* + g_1 x_1}{g_m}. \quad (\text{IV.16})$$

Поток жидкости g_m состава x_m образуется при смешении жидкого остатка, получающегося при ОИ сырья, и потока флегмы g_1 , стекающей в секцию питания из концентрационной части колонны.

При смешении в секции питания потоков жидкости с различной температурой не происходит простого их суммирования, оно сопровождается небольшим частичным испарением. Поэтому допущение о том, что количество жидкости g_m равно суммарным количествам смешивающихся потоков g_F и g_1 не вполне точно. Однако с учетом того, что в небольших пределах по концентрациям кривые испарения на изобарных кривых и энтальпийной диаграмме близки к прямолинейному очертанию, можно практически пренебречь степенью испарения при смешивании одноименных потоков в секции питания.

В общем случае в координатах x, y уравнения (IV.13) и (IV.14) представляет собой кривую линию, так как масса паров G может изменяться по высоте нижней части колонны. Если масса паров в нижней части колонны не изменяется ($\Pi = \text{const}$ или $G = \text{const}$), то уравнение рабочей линии является уравнением прямой.

На диаграмме x — y рабочая линия нижней части колонны проходит через следующие характерные точки (см. рис. IV-7). Одна из этих точек (W) находится на диагонали ($x = y = x_W$), и ее положение не зависит от потока паров и флегмы. Другая точка (C) определяется при $y = 1$, тогда

$$x_C = \frac{x_W + \Pi}{1 + \Pi}.$$

Положение точки C зависит от величины парового числа $\Pi = G/W$. При увеличении Π точка C перемещается вправо, а рабочая линия приближается к диагонали. В пределе, т. е. при $\Pi \rightarrow \infty$ (или $G \rightarrow \infty$), рабочая линия сольется с диагональю OA . Таким образом, диагональ графика является линией концентраций при бесконечно большом значении парового числа.

Для нижней части колонны, так же как и для верхней, любая точка E' ,

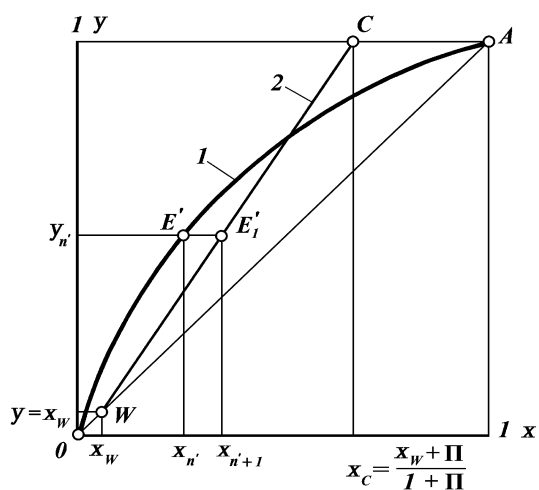


Рис. IV-7. Рабочая линия для нижней части колонны на диаграмме x — y :
1 — кривая равновесия фаз; 2 — рабочая линия

лежащая на кривой равновесия фаз, связывает составы жидкости $x_{n'}$, стекающей с данной (n' -й) тарелки, и равновесных паров $y_{n'}$, покидающих ту же тарелку. Рабочая же линия связывает неравновесные жидкую и паровую фазы и каждая ее точка (например, E'_1) характеризует жидкость x_{n+1} , стекающую на данную n' -ю тарелку с вышележащей, и пары $y_{n'}$, поднимающиеся с данной тарелки.

При изменении массы паров (флегмы) по высоте нижней части колонны уравнение рабочей линии можно построить в координатах x , y , воспользовавшись свойствами энтальпийной диаграммы.

Общий вид уравнения рабочей линии для верхней и нижней частей колонны. Уравнения рабочих линий (IV.7) и (IV.14) соответственно для верхней и нижней частей колонны имеют разные формы записи. Однако их можно привести к одному виду, если ввести величину $\Phi = g/G$, т.е. отношение масс потоков флегмы и паров, или *внутреннее флегмовое число*. Очевидно, что для верхней части колонны $\Phi \leq 1$, так как $G \geq g$, а для нижней $\Phi \leq 1$, так как $G \leq g$. Случай $\Phi = 1$ соответствует работе колонны с бесконечными флегмовым и паровым числами при выполнении равенства потоков жидкости и пара для любого сечения колонны $g = G$.

Приняв во внимание выражение (IV.3), уравнение (IV.6) можно записать в следующем виде:

$$y = \frac{g}{G}x + \frac{G-g}{G}y_D,$$

или, введя Φ , получим

$$y = \Phi x + (1 - \Phi)y_D. \quad (\text{IV.17})$$

Аналогично уравнение (IV.13) рабочей линии нижней части колонны с учетом выражения (IV.10) можно записать так:

$$y = \frac{g}{G}x - \frac{g-G}{G}x_W,$$

или, введя Φ , получим

$$y = \Phi x + (1 - \Phi)x_W. \quad (\text{IV.18})$$

Обозначив составы продуктовых потоков через x_p , можно записать: $x_p = y_D$ для верхней части колонны и $x_p = x_W$ для нижней; тогда уравнение рабочей линии в общем виде для обеих частей колонны будет выглядеть так:

$$y = \Phi x + (1 - \Phi)x_p. \quad (\text{IV.19})$$

Для каждой части колонны внутреннее флегмовое число берется с учетом сделанного выше замечания.

Сопоставив между собой уравнения (IV.7) и (IV.17), а также уравнения (IV.14) и (IV.18), получим, что для верхней части колонны

$$\Phi = \frac{R}{R+1} \leq 1,$$

а для нижней части колонны

$$\Phi = \frac{\Pi + 1}{\Pi} \geq 1.$$

Уравнение (IV.19) позволяет совершенно однотипно решать целый ряд задач для верхней и нижней частей колонны.

СХЕМА ПОТОКОВ В ПИТАТЕЛЬНОЙ СЕКЦИИ КОЛОННЫ

Схема потоков в питательной секции колонны представлена на рис. IV-8. В секции питания встречаются потоки сырья после процесса ОИ (g_F и G_F составов x_F^* и y_F^*), флегмы из концентрационной части колонны (g_1 состава x_1) и паров из отгонной части колонны (G_{N_0} состава y_{N_0}). При смешении потоков флегмы g_F и g_1 получается поток флегмы g_m состава x_m [см. уравнение (IV.16)], который стекает в отгонную часть колонны. При смешении потоков паров G_F и G_{N_0} образуется поток паров G_m состава y_m [см. уравнение (VI.9)], поступающий в концентрационную секцию колонны. Все эти потоки и составы взаимосвязаны.

Для нормального проведения процесса ректификации должны выполняться неравенства

$$x_1 > x_m > x_F^* \quad (IV.20)$$

и

$$y_{N_0} < y_m < y_F^* . \quad (IV.21)$$

Из материального баланса процесса ОИ сырья следует, что

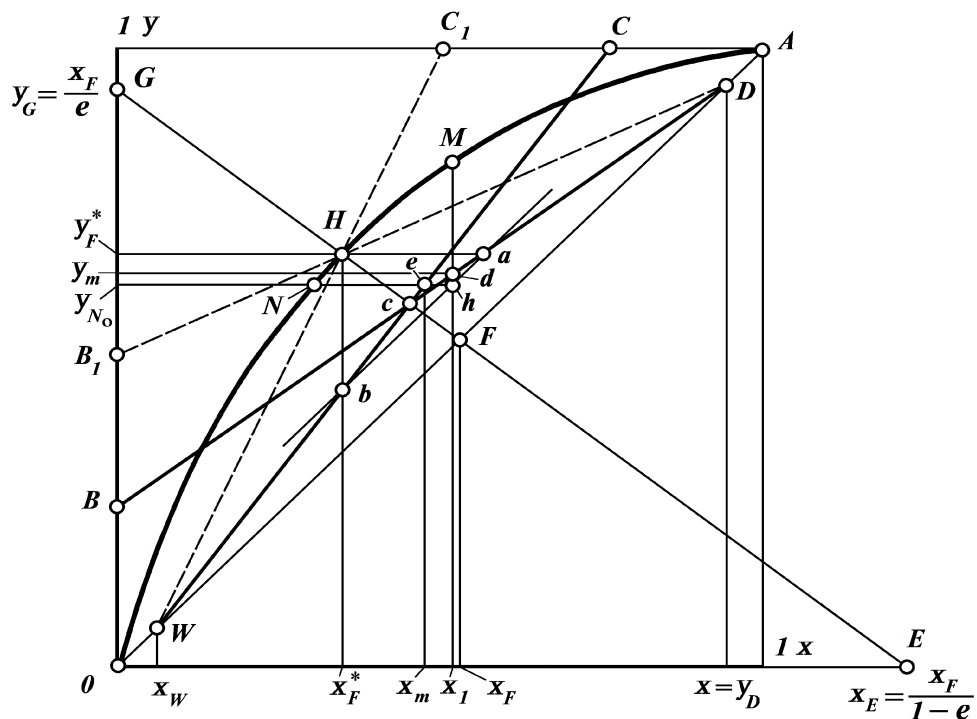
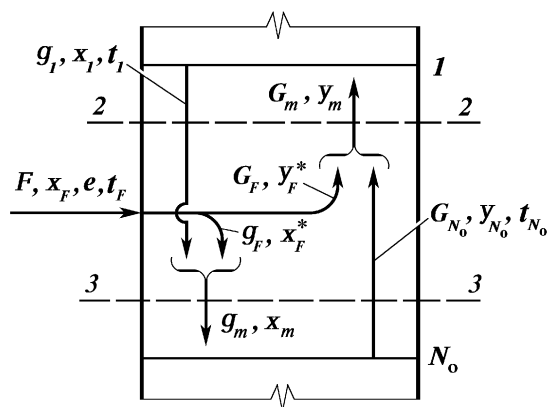
$$x_F = (1 - e)x_F^* + ey_F^*$$

или

$$y_F^* = -\frac{1 - e}{e} x_F^* + \frac{x_F}{e} , \quad (IV.22)$$

где $e = G_F/F$ — доля отгона при вводе сырья в колонну.

Уравнение (IV.22) называется линией сырья. Оно дает связь между составами жидкой x_F^* и паровой y_F^* частей сырьевого потока при входе в колонну и представляет прямую, проходящую через точки G , H , F и E (рис. IV-9), тангенс угла наклона которой равен $(1 - e)/e$. Точка H дает составы парового и жидкостного потоков сырья после ОИ. Чтобы установить взаимосвязь между потоками и их составами при прохождении зоны питания, рассмотрим материальный баланс для всей верхней части колонны (см. рис. IV-5, контур II). При этом составы паров y_{N_0} и жидкости x_1 будем рассматривать как переменные y и x . Тогда



$$G_{N_Q}y + G_Fy_F^* = g_1x + Dy_D$$

$$y = \frac{g_1 x}{G_{N_0}} + \frac{Dy_D - G_F y_F^*}{G_{N_0}}.$$

$$y_F^* = \frac{g_1 x}{G_{N_O} + G_F} + \frac{Dy_D}{G_{N_O} + G_F}.$$

Это выражение определяет абсциссу точки a (см. рис. IV-9) на рабочей линии концентрационной части колонны.

Если $x = x_F^*$, то

$$y = \frac{g_1 x_F^*}{G_{N_0}} + \frac{Dy_D - G_F y_F^*}{G_{N_0}}.$$

Из общего материального баланса колонны по НКК

$$Dy_D = Fx_F - Wx_W,$$

а из материального баланса ОИ сырья

$$G_F y_F^* = Fx_F - g_F x_F^*.$$

Отсюда

$$Dy_D - G_F y_F^* = g_F x_F^* - Wx_W.$$

Используя последнее, получим для отгонной части колонны

$$y = \frac{g_1 + g_F}{G_{N_0}} x_F^* - \frac{Wx_W}{G_{N_0}}.$$

Это выражение определяет ординату точки b (см. рис. IV-9) на рабочей линии нижней части колонны.

Таким образом, положение прямой ab , определяющей составы паров y_{N_0} и жидкости x_1 , фиксируется точками пересечения рабочей линии соответствующей части колонны с составами паров y_F^* и жидкости x_F^* , полученных при ОИ сырья. Точка с пересечения рабочих линий находится на линии сырья.

Приведенное на рис. IV-9 построение соответствующих линий и точек, определяющих составы потоков в секции питания, обеспечивает сопряжение концентрационной и отгонной частей колонны при расчете числа теоретических тарелок, необходимых для получения заданных составов продуктов y_D и x_W .

Прямая $GHFE$ отвечает уравнению (IV.22) линии сырья при данной степени отгона e . Пересечение линий равновесия и сырья в точке H дает составы y_F^* и x_F^* , полученные при вводе сырья в колонну в процессе ОИ. Эти составы определяют положение прямой ab , отвечающей уравнениям (IV.8) и (IV.15). Пересечение линии сырья с диагональю в точке F определяет исходную сырьевую точку.

Координаты точки d , находящейся на рабочей линии верхней части колонны, определяют составы потоков флегмы x_1 и паров y_m .

Точка h , находящаяся на пересечении абсциссы x_1 с прямой ab , определяет состав паров y_{N_0} . При этом выполняется условие (IV.21).

Состав жидкости x_m определится как абсцисса точки e , находящейся на пересечении рабочей линии нижней части колонны и ординаты y_{N_0} .

Таким образом, переход от концентрационной части колонны к отгонной осуществляется через точку h , находящуюся на линии ab .

$\hat{I} \hat{E} \hat{I} \hat{A} \hat{E} \hat{U} \hat{I} \hat{U} \hat{A} \hat{I} \hat{I} \hat{O} \hat{I} \hat{E} \hat{E} \hat{I} \hat{D} \hat{I} \hat{O} \hat{A} \hat{I} \hat{E} \hat{B}$ $\hat{E} \hat{I} \hat{A} \hat{D} \hat{I} \hat{A}$

В колонне заданный состав ректификата y_D может быть получен при изменении потока флегмы от некоторой минимальной величины g_{\min} до бесконечно большой.

Как было показано ранее, максимальный поток флегмы отвечает условию $g = G$ (режим полного орошения).

С другой стороны, для протекания процесса ректификации необходимо, чтобы состав паров y_m , поступающих в концентрационную часть колонны, удовлетворял условию (IV.21). При уменьшении потока флегмы рабочая линия DB верхней части колонны будет перемещаться вверх, поворачиваясь вокруг точки D (см. рис. IV-9). При этом составы паров y_{N_0} , y_m и y_F^* будут выравниваться и в пределе, не нарушая условия (IV.21), станут равными y_F^* . Рабочая линия займет предельное положение DHB_1 , определяемое точкой $H(x_F^*, y_F^*)$, находящейся на линии равновесия. Это положение рабочей линии будет отвечать режиму работы колонны с минимальным потоком флегмы, при котором еще обеспечивается получение ректификата заданного состава y_D .

Если рабочая линия окажется расположенной выше рабочей линии DHB_1 , то условие (IV.21) будет нарушено и получение состава ректификата y_D из сырья состава x_F станет невозможным.

Таким образом, минимальный поток орошения (флегмы) может быть определен из уравнения (IV.5) при $x = x_F^*$ и $y = y_F^*$, т.е.

$$R_{\min} = \left(\frac{g}{D} \right)_{\min} = \frac{y_D - x_F^*}{y_F^* - x_F^*}. \quad (\text{IV.23})$$

С увеличением потока флегмы точка B рабочей линии будет перемещаться вниз и при $g \rightarrow \infty$ займет положение диагонали OA .

При любом потоке флегмы от $(g/D)_{\min}$ до $(g/D) \rightarrow \infty$ концентрация x_1 будет больше, чем x_F^* [см. уравнение (IV.20)] и процесс ректификации будет обеспечен с заданной четкостью y_D .

Для нижней части колонны заданный состав остатка x_W может быть получен при изменении потока паров, поднимающихся из отгонной части колонны, от некоторого минимального значения Π_{\min} до бесконечно большой величины.

Для протекания процесса ректификации в нижней части колонны необходимо, чтобы составы жидкостных потоков удовлетворяли условию (IV.20). Соответствующие характерные точки приведены на рис. IV-9.

При уменьшении в отгонной части колонны потока паров рабочая линия WC будет перемещаться влево, поворачиваясь вокруг точки W . При этом x_m — концентрация НКК в жидкости, стекающей в отгонную секцию, будет уменьшаться и приближаться к своему предельному значению x_F^* .

Масса потока паров (G/W) будет стремиться к своему предельному минимальному значению $(G/W)_{\min}$. При этом рабочая линия займет свое предельное положение WHS_1 , при котором еще возможно получить остаток заданного состава x_W . Если масса паров станет меньше минимальной,

то рабочая линия пройдет левее точки H и процесс ректификации с заданной степенью четкости станет невозможен.

Таким образом, минимальный поток паров определяется из уравнения (IV.12) рабочей линии нижней части колонны при $x_1 = x_m = x_F^*$ и $y_{N_0} = y_m = y_F^*$:

$$\Pi_{\min} = \left(\frac{G}{W} \right)_{\min} = \frac{x_F^* - x_W}{y_F^* - x_F^*}. \quad (\text{IV.24})$$

При увеличении парового потока точка C рабочей линии будет перемещаться вправо и при $(G/W) \rightarrow \infty$ рабочая линия нижней части колонны сольется с диагональю OA диаграммы $x - y$.

Тепловой баланс колонны

При проведении процесса ректификации происходит обмен тепловой энергией между контактирующими паровой и жидкой фазами. Приходными статьями теплового баланса колонны являются тепло, вносимое сырьем Q_F , и тепло, подводимое в низ колонны через кипятильник Q_B . Расходными статьями является тепло, отводимое из колонны парами ректификата Q_D , жидким остатком Q_W , и тепло, отнимаемое потоком хладагента на верху колонны Q_d для образования флегмы (см. рис. IV-5).

Тепловой баланс колонны без учета теплотер в окружающую среду запишется в виде

$$Q_F + Q_B = Q_D + Q_W + Q_d. \quad (\text{IV.25})$$

Отдельные составляющие теплового баланса определяются выражениями

$$Q_F = F(1 - e)h_{t_F} + FeH_{t_F} = Fh_F;$$

$$Q_B = G_W(H_{t_W} - h_{t_W}) = G_W q_{\text{исп}};$$

$$Q_D = DH_{t_D};$$

$$Q_W = Wh_{t_W};$$

$$Q_d \approx g_D(H_{t_D} - h_{t_D}) = g_D q_{\text{конд}}.$$

При заданных составах и отборах ректификата и остатка потоки тепла Q_D и Q_W являются постоянными, поэтому можем переписать уравнение (IV.25) в следующем виде:

$$Q_F + Q_B - Q_d = Q_D + Q_W = \text{const}. \quad (\text{IV.26})$$

При неизменных температуре и составе сырья ($Q_F = \text{const}$) из уравнения (IV.26) получаем, что $Q_B - Q_d = \text{const}$. Отсюда следует, что изменения величин Q_B и Q_d могут происходить только в общем направлении, т.е. обе или увеличиваются или уменьшаются. При этом их разность остается величиной постоянной.

Аналогичная зависимость наблюдается при постоянном подводе тепла

в низ колонны ($Q_B = \text{const}$), когда изменения величин Q_F и Q_d могут происходить только на одну и ту же величину $Q_F - Q_d = \text{const}$ и в одинаковом направлении.

Из уравнения (IV.26) также следует, что с повышением температуры исходного сырья при постоянной величине отвода тепла на верху колонны Q_d количество тепла, подводимого в низ колонны Q_B , должно на столько же уменьшиться, и наоборот.

Графическую оценку отмеченной закономерности выполним с использованием энтальпийной диаграммы. Для этого в уравнение (IV.25) подставим выражения для Q_D и Q_W и объединим члены уравнений, относящиеся к потокам тепла в верхней и нижней частях колонны. Получим

$$Q_F = (DH_{t_D} + Q_d) + (Wh_{t_W} - Q_B)$$

или

$$Q_F = D\left(H_{t_D} + \frac{Q_d}{D}\right) + W\left(h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}\right).$$

Введем понятия о приведенных энтальпиях ректификата H_D^* и остатка h_W^* :

$$H_D^* = H_{t_D} + \frac{Q_d}{D} \quad (\text{IV.27})$$

и

$$h_W^* = h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}. \quad (\text{IV.28})$$

С учетом введенных обозначений уравнение теплового баланса запишется в виде

$$Q_F = DH_D^* + Wh_W^*.$$

Подставив в это уравнение $W = F - D$ и $Q_F = Fh_F$, получим

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*} \quad (\text{IV.29})$$

и

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{H_D^* - h_F}{H_D^* - h_W^*}. \quad (\text{IV.30})$$

Уравнения (IV.29) и (IV.30) аналогичны по структуре приведенным ранее уравнениям (IV.1) и (IV.2) материального баланса.

Из сопоставления уравнений (IV.1) и (IV.29), а также уравнений (IV.2) и (IV.30) получим следующие уравнения материально-теплового баланса колонны:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*}$$

и

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = \frac{y_D - x_F}{y_D - x_W} = \frac{H_D^* - h_F}{H_D^* - h_W^*}.$$

На энтальпийной диаграмме эти уравнения соответствуют прямой, проходящей через следующие три точки:

$$P'(x_W, h_W^*); F(x_F, h_F); P(y_D, H_D^*).$$

На рис. IV-10 дано построение указанных характерных точек на энтальпийной диаграмме.

При заданном составе ректификата y_D ордината точки P зависит от относительного количества тепла Q_d/D , отводимого на верху колонны. При увеличении Q_d/D точка P перемещается вверх (точка P_1), а при уменьшении — вниз (точка P_2).

Соответственно при заданном составе остатка x_W ордината точки P' зависит от относительного количества тепла Q_B/W , подводимого в низ колонны. С увеличением Q_B/W точка P' переместится вниз (точка P'_1), а при уменьшении — вверх (точка P'_2). При большой величине Q_B/W ордината точки P' становится отрицательной ($h_W^* < 0$), тогда как ордината точки P всегда положительна ($H_D^* > 0$).

Точка F , определяемая составом сырья x_F и его энтальпией h_F , лежит всегда на прямой $P'P$. При изменении энтальпии сырья точка F перемещается по вертикали.

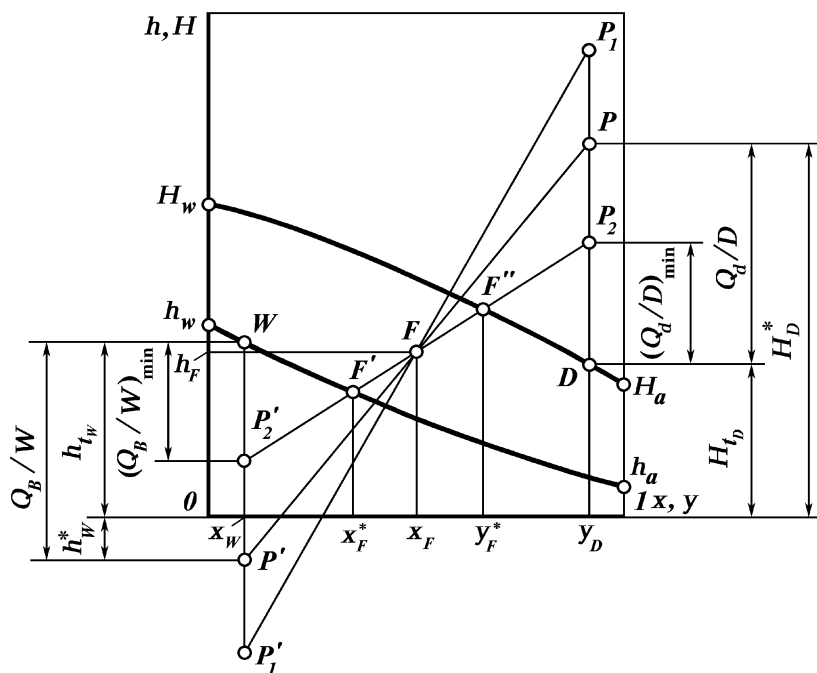


Рис. IV-10. Представление материально-теплого баланса колонны на энтальпийной диаграмме

Из графика, приведенного на рис. IV-10, можно сделать те же выводы, которые ранее были сделаны из анализа уравнения теплового баланса колонны.

При постоянном положении точки F (значение температуры поступающего сырья неизменно) с увеличением Q_d полюс P переместится вверх, а полюс P' — вниз, т.е. при этом должно увеличиваться и количество тепла, подводимого в низ колонны, и наоборот.

Аналогичная зависимость наблюдается при постоянном положении полюса P' , т.е. если, например, уменьшается Q_F (точка F переместится вниз), то должно уменьшиться также и Q_d , а значит, точка P переместится вниз.

При постоянном положении полюса P перемещение точки F , например, вверх (более высокая температура исходного сырья) приводит к перемещению вверх и полюса P' , т.е. при этом уменьшается подвод тепла в низ колонны Q_B .

Рассмотрим также то, как при помощи энтальпийной диаграммы можно определить минимальные потоки флегмы и паров и соответственно минимальное количество тепла Q_d , отнимаемое в верху колонны, и минимальное количество тепла Q_B , подводимое в низ колонны.

При минимальном потоке флегмы $(g/D)_{\min}$ и соответственно паров $(G/W)_{\min}$ все жидкие и паровые потоки в пределах эвапорационного пространства (секции питания) будут находиться во взаимном равновесии, т.е. $x_1 = x_m = x_F^*$ и $y_{N_0} = y_m = y_F^*$. В этом случае прямая $P'FP$ займет положение $P_2'F'FF''P_2$.

Положение коноды $F'FF''$ может быть найдено по изобарным температурным кривым или в результате расчета процесса ОИ сырья. Определив положение коноды $F'FF''$, находим полюсы P_2 и P_2' , определяющие минимальный теплоотвод на верху колонны $(Q_d/D)_{\min}$ и минимальный подвод тепла в низу колонны $(Q_B/W)_{\min}$.

В реальных условиях работы колонны потоки флегмы и паров должны превышать их минимальные значения, следовательно, Q_d/D должно быть больше $(Q_d/D)_{\min}$, а Q_B/W — больше $(Q_B/W)_{\min}$. Соответственно полюс P должен быть расположен выше полюса P_2 , а полюс P' — ниже полюса P_2' .

Изменение доли отгона e сырья приводит к перемещению точки F по вертикали, что приводит к соответствующему перераспределению потоков тепла $(Q_d/D)_{\min}$ и $(Q_B/W)_{\min}$. Возрастание доли отгона e приводит к увеличению величины $(Q_d/D)_{\min}$ и уменьшению величины $(Q_B/W)_{\min}$; снижение доли отгона e приводит к обратным последствиям.

İ İ ÑÒĐİ Āİ ÈĀ ÐĀĀİ ×ÈÕ ÈÈİ ÈÉ
İ Ā Ýİ ÒĀÈÛİ ÈÈİ İ É ĀĒĀĀĐĀİ İ Ā

Чтобы использовать энтальпийную диаграмму для построения рабочих линий, необходимо рассмотреть тепловые балансы для произвольных сечений верхней и нижней частей колонны.

Рассмотрим тепловой баланс для верхней части в произвольном сечении $I-I$ (см. рис. IV-5, контур I):

$$GH_T = DH_{t_D} + gh_t + Q_d.$$

Подставив $G = g + D$, получим

$$(g + D)H_T = DH_{t_D} + gh_t + Q_d$$

или

$$(g + D)H_T = D\left(H_{t_D} + \frac{Q_d}{D}\right) + gh_t.$$

С учетом (IV.27) получим

$$(g + D)H_T = DH_D^* + gh_t + Q_d$$

или

$$\frac{g}{D} = \frac{H_D^* - H_T}{H_T - h_t}.$$

Приняв во внимание уравнение (IV.5) материального баланса для той же части колонны, получим

$$\frac{g}{D} = \frac{H_D^* - H_T}{H_T - h_t} = \frac{y_D - y}{y - x}. \quad (\text{IV.31})$$

На энтальпийной диаграмме уравнение (IV.31) представляет собой прямую линию, проходящую через три точки: ранее известный полюс $P(y_D, H_D^*)$ (см. также рис. IV-10), $G(y, H_T)$ и $g(x, h_t)$ (рис. IV-11). Точки G и g характеризуют составы и энтальпии встречных неравновесных потоков, относящихся к одному произвольно выбранному поперечному сечению колонны. Положение точки P при заданном составе ректификата y_D и выбранном количестве флегмы в верху колонны (заданном Q_d/D) остается неизменным для любого сечения колонны, тогда как положение точек G и g зависит от рассматриваемого сечения.

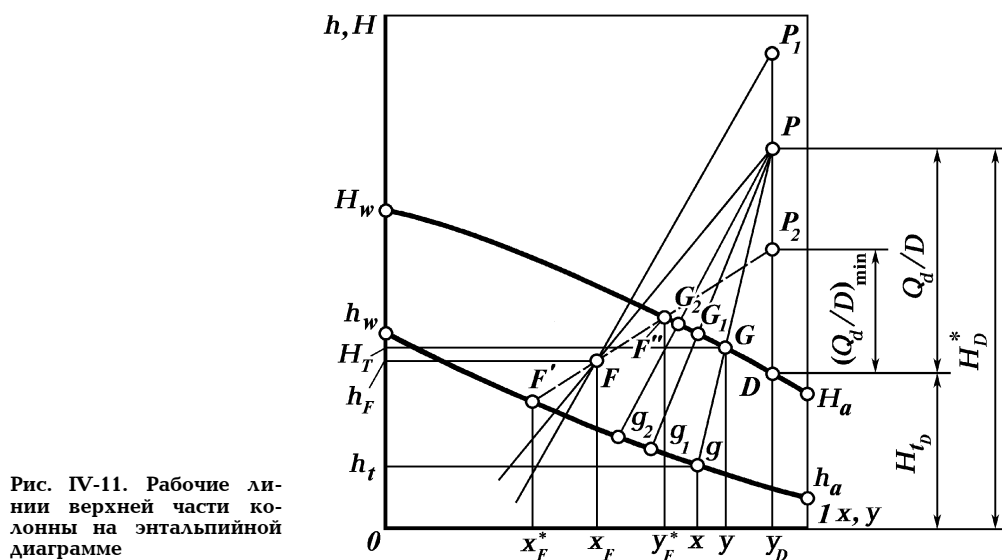


Рис. IV-11. Рабочие линии верхней части колонны на энтальпийной диаграмме

Таким образом, на энтальпийной диаграмме каждому сечению колонны между двумя смежными тарелками соответствует своя рабочая линия, проходящая через полюс P , а n тарелкам, расположенным в концентрационной части колонны, будет соответствовать пучок из n прямых, проходящих через полюс P . При наличии энтальпийной диаграммы это обстоятельство позволяет легко найти сопряженные составы потоков флегмы x и паров y , отвечающие уравнению рабочей линии. Набор таких пар составов дает возможность построить рабочую линию на диаграмме x — y с учетом изменения потока флегмы по высоте концентрационной части колонны (см. далее).

При выбранном составе ректификата y_D положение полюса P зависит от потока флегмы g/D или, что то же самое, от величины теплоотода в верху колонны Q_d/D . С увеличением потока g/D полюс P будет перемещаться вверх и при $(g/D) \rightarrow \infty$ уйдет в бесконечность, а рабочие линии станут параллельными вертикальными прямыми, т.е. $x = y$.

Наиболее низкое положение полюса P_2 соответствует режиму с минимальным флегмовым числом $(Q_d/D)_{\min}$, при котором, как мы увидим далее, число теоретических тарелок в колонне бесконечно велико, а пары, поступающие в концентрационную часть колонны, находятся в равновесии с жидкостью, стекающей из концентрационной части в секцию питания.

Уравнение (IV.31) позволяет определить поток орошения в любом сечении верхней части колонны и тем самым оценить степень изменения массы потока флегмы по высоте колонны. Это изменение массы потока флегмы может быть учтено при построении рабочей линии верхней части колонны на диаграмме x — y .

Для нижней части колонны могут быть проведены аналогичные преобразования. Составим тепловой баланс для части колонны, расположенной ниже произвольного сечения 4—4 (см. рис. IV—5, контур IV):

$$gh_t + Q_B = GH_T + Wh_{t_W}.$$

Поскольку $g = G + W$, можем записать:

$$(G + W)h_t = GH_T + W\left(h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}\right).$$

С учетом выражения (IV.28) получим

$$(G + W)h_t = GH_T + Wh_W^*.$$

Последнее уравнение приведем к виду:

$$\frac{G}{W} = \frac{h_t - h_W^*}{H_T - h_t}.$$

Сопоставив последнее уравнение с уравнением (IV.12) материального баланса, полученного для того же контура, придем к следующему уравнению материально-теплого баланса:

$$\frac{G}{W} = \frac{h_t - h_W^*}{H_T - h_t} = \frac{x - x_W}{y - x}. \quad (\text{IV.32})$$

На энтальпийной диаграмме (рис. IV-12) это уравнение представлено

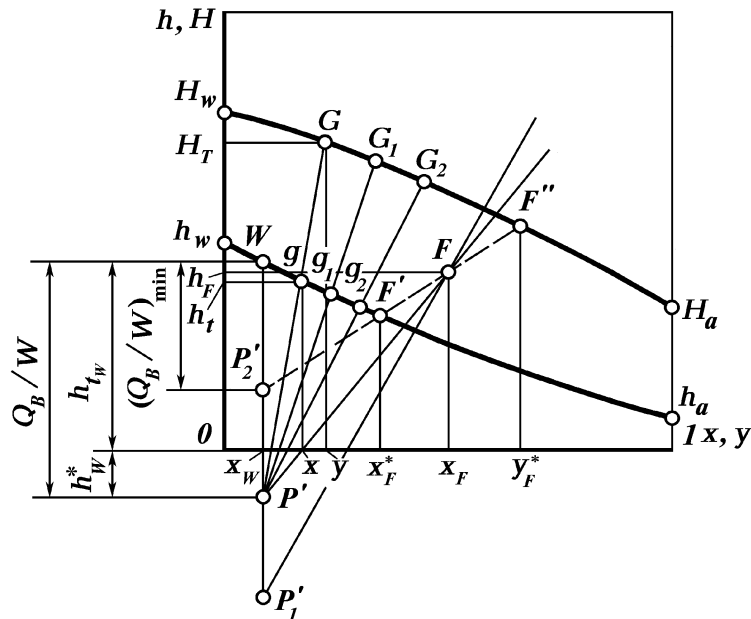


Рис. IV-12. Рабочие линии нижней части колонны на энтальпийной диаграмме

прямой, проходящей через три точки: ранее известный полюс P' (x_w, h_w^*) (см. также рис. IV-10), $G(y, H_T)$ и $g(x, h_t)$ (см. рис. IV-12).

Уравнение (IV.32) связывает составы и энтальпии встречных потоков флегмы и паров, являющихся встречными на одном уровне; это уравнение рабочей линии нижней части колонны.

Каждому сечению нижней части колонны соответствует своя рабочая линия, проходящая через полюс P' . Таким образом, все рабочие линии нижней части колонны образуют пучок прямых, проходящих через полюс P' . Это обстоятельство позволяет получить на энтальпийной диаграмме совокупность точек $\{x, y\}$, координаты которых отвечают уравнению рабочей линии нижней части колонны. Перенеся эти точки на диаграмму x — y , можно построить рабочую линию для случая изменения потоков паров и флегмы по высоте нижней части колонны (см. далее).

Уравнение (IV.32) применимо для любого сечения нижней части колонны и дает возможность проанализировать степень изменения потоков паров и флегмы по высоте аппарата.

При заданном составе остатка x_w положение полюса P' зависит от относительной массы паров G/W или, что то же самое, от величины Q_B/W . С увеличением потока паров полюс P' будет перемещаться вниз и при $(Q_B/W) \rightarrow \infty$ уйдет в бесконечность. В этом случае рабочие линии образуют систему вертикальных параллельных прямых. Наиболее высокое положение полюса P'_2 соответствует режиму с минимальным потоком паров $(Q_B/W)_{\min}$, когда число тарелок в колонне бесконечно велико, а пары, поднимающиеся из нижней части колонны, находятся в равновесии с жидкостью, стекающей в нижнюю часть колонны.

$$\begin{aligned} & \hat{A}\hat{E}\hat{E}\hat{B}\hat{I} \hat{E}\hat{A} \hat{E}\hat{C}\hat{I} \hat{A}\hat{I} \hat{A}\hat{I} \hat{E}\hat{B} \hat{I} \hat{I} \hat{O}\hat{I} \hat{E}\hat{I} \hat{A} \hat{I} \hat{A}\hat{D}\hat{I} \hat{A} \\ & \hat{E} \hat{O}\hat{E}\hat{A}\hat{A}\hat{I} \hat{O} \hat{I} \hat{I} \hat{A}\hat{U}\hat{N}\hat{I} \hat{O}\hat{A} \hat{E}\hat{I} \hat{E}\hat{I} \hat{I} \hat{I} \hat{O} \\ & \hat{I} \hat{A} \hat{D}\hat{A}\hat{A}\hat{I} \times \hat{O}\hat{P} \hat{E}\hat{E}\hat{I} \hat{E}\hat{P} \end{aligned}$$

Из анализа обобщенной записи уравнений рабочих линий с учетом тепловых потоков [см. уравнения (IV.31) и (IV.32)] вытекает, что вследствие возможного изменения энтальпий встречных потоков паров и флегмы зависимость между составами этих потоков (уравнение рабочей линии) может быть нелинейной. Поскольку тангенс угла наклона рабочей линии равен:

$$\text{для концентрационной части колонны } \Phi = \frac{R}{R+1};$$

$$\text{для отгонной части колонны } \Phi = \frac{\Pi+1}{\Pi},$$

то при изменении потоков по высоте аппарата Φ будет величиной переменной, зависящей от характера этого изменения.

Степень изменения массы потоков, а также характер изменения (уменьшение или увеличение по высоте колонны в соответствующем направлении) зависят от отношения потоков g и G , их составов и энтальпий, определяемых величинами теплоемкостей и скрытыми теплотами испарения (конденсации) компонентов, участвующих в процессе.

В ректификационной колонне осуществляется контактирование паров и жидкости. В результате такого контакта в произвольном сечении колонны пары охлаждаются и частично конденсируются, а выделяющееся при этом тепло затрачивается на нагрев и частичное испарение жидкости.

Очевидно, что масса жидкости, поступающей на данную тарелку и уходящей с этой же тарелки, не изменяется, если в результате происшедшего контакта паров и жидкости масса сконденсированных паров будет равна массе испарившейся жидкости. Если в результате такого контакта масса сконденсировавшихся паров будет больше массы испарившейся жидкости, то масса стекающей с данной тарелки флегмы будет больше массы флегмы, поступившей на данную тарелку. В этом случае поток флегмы будет увеличиваться по направлению снизу вверх. Соответственно будет изменяться и поток паров в концентрационной части колонны.

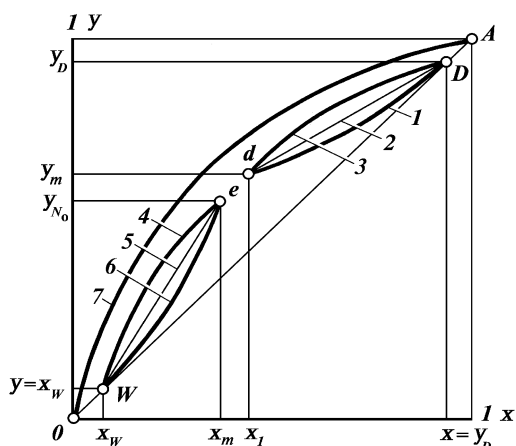
В результате этих процессов рабочая линия концентрационной части колонны приобретает соответствующую кривизну (рис. IV-13).

Как видно из рис. IV-13, для кривой 1, соответствующей нарастанию потока флегмы (паров) снизу вверх, имеем максимальную движущую силу процесса, тогда как для кривой 3, отвечающей случаю возрастания потока флегмы (паров) сверху вниз, имеем минимальную движущую силу процесса. В этом смысле форма рабочей линии 1 является предпочтительной.

Для нижней (отгонной) части колонны уравнение (IV.32) рабочей линии, записанное с учетом потоков массы и тепла, определяет конфигурацию рабочей линии на диаграмме $x-y$ (см. рис. IV-13). Как и в верхней части колонны, соотношение потоков паров, сконденсированных в результате контактирования с флегмой, и испарившейся при этом флегмы определяет степень кривизны и ее знак. Если масса потока паров (кривая 4) возрастает снизу вверх, то рабочая линия обращена выпуклостью вверх. Если же масса паров увеличивается сверху вниз (кривая 6), то рабочая линия обра-

Рис. IV-13. Изменение конфигурации рабочей линии на диаграмме $x-y$ при переменном потоке флегмы (паров) по высоте колонны:

Поток флегмы в концентрационной части: 1 — увеличивается снизу вверх; 2 — постоянен; 3 — уменьшается снизу вверх; поток паров в отгонной части: 4 — увеличивается снизу вверх; 5 — постоянен; 6 — уменьшается снизу вверх; 7 — кривая равновесия фаз



щена выпуклостью к оси абсцисс. С точки зрения величины движущей силы процесса этот вариант является более благоприятным.

Таким образом, при ректификации бинарных смесей в случае увеличения потоков флегмы и паров к продуктовым концам колонны удастся реализовать большую движущую силу процесса массопередачи по сравнению со случаем постоянного потока флегмы (паров).

При работе реальной ректификационной колонны возможны различные сочетания рассмотренных выше случаев изменения кривизны рабочих линий в обеих частях колонны.

Ï Î ÑÒÐÎ ÁÍ ÈÄ ÐÄÄÎ ×ÄÉ ÈÈÍ ÈÈ Í Ä ÄÈÄÄÐÄÌ Ì Ä
X-Y Ï ÐÈ Ì Î Ì Î ÛÈ ÝÍ ÒÄÈÛÏ ÈÈÍ Î È ÄÈÄÄÐÄÌ Ì Û

Энтальпийные диаграммы позволяют производить все необходимые расчеты ректификации бинарных систем, однако для определения положения конод на энтальпийной диаграмме требуется привлекать графики изобарных температурных кривых. Это существенно усложняет графические построения с использованием энтальпийных диаграмм.

Изменение потоков по высоте колонны можно выявить, как это было показано ранее, с использованием уравнений (IV.31) и (IV.32) рабочих линий. Однако для этого необходимо знать распределение температур по высоте аппарата, что зачастую требует достаточно громоздких расчетов.

В случае изменяющихся потоков флегмы и паров построение рабочих линий на диаграмме $x-y$ для обеих частей колонны достаточно просто осуществляется при помощи энтальпийной диаграммы. Схема такого построения приведена на рис. IV-14.

В соответствии с общим свойством энтальпийной диаграммы все рабочие линии являются на ней прямыми, которые для концентрационной части колонны проходят через полюс $P(y_D, H_D^*)$, а для нижней части колонны — через полюс $P'(x_W, h_W^*)$. Точки пересечения этих прямых с кривыми энтальпий жидкой и паровой фаз определяют соответствующие кон-

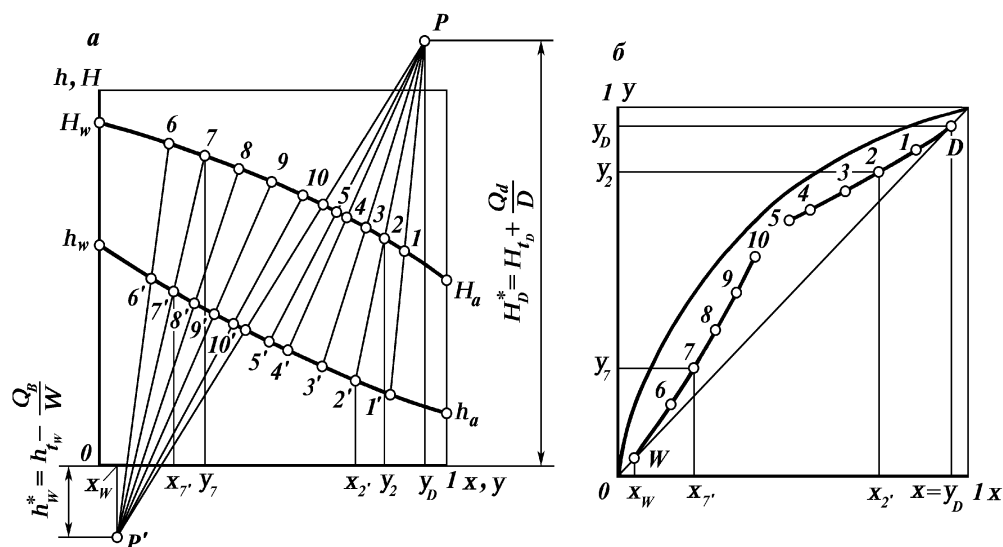


Рис. IV-14. Построение рабочих линий при помощи энтальпийной диаграммы:
а — энтальпийная диаграмма; б — диаграмма $x-y$

центрации НКК в жидкости x и паре y , принадлежащие рабочей линии в координатах x, y .

Нанеся положение полюсов P и P' на энтальпийную диаграмму, проводим из этих полюсов ряд лучей $P - 1-1', P - 2-2', \dots$ и $P' - 6'-6, P' - 7'-7, \dots$. На энтальпийной диаграмме абсциссы точек $1, 2, 3, \dots, 10$ характеризуют составы паров y , точки $1', 2', 3', \dots, 10'$ — жидкости x для потоков паров и флегмы, являющихся встречными на одном уровне, т.е. сопряженными точками рабочей линии в координатах x, y .

Перенеся точки с координатами $(x_1, y_1), (x_2, y_2)$ и т.д. на диаграмму $x-y$, получим точки $1, 2$ и т.д., через которые можно провести плавную рабочую линию концентрационной части колонны. Число точек может быть взято достаточно большим, чтобы получить плавную кривую рабочей линии.

Рабочая линия нижней части колонны строится аналогичным образом, с использованием полюса P' . В этом случае получаем сопряженные пары концентраций $(x_6, y_6), (x_7, y_7)$ и т.д., являющиеся точками рабочей линии нижней части колонны. В результате получаем совокупность точек $6, 7$ и т.д., соединив которые плавной кривой, получим кривую рабочей линии для нижней части колонны.

Построив указанным способом рабочие линии для обеих частей колонны при изменяющихся потоках флегмы и паров, можно теперь определить массы этих потоков для любого сечения колонны, взяв соответствующие концентрации с кривых рабочих линий и используя соответствующие выражения:

уравнение (IV.5)

$$\frac{g}{D} = \frac{y_D - y}{y - x};$$

уравнение (IV.12)

$$\frac{G}{W} = \frac{x - x_W}{y - x}.$$

Индексы номеров тарелок у обозначений потоков здесь опущены, так как они относятся к произвольному сечению.

При расчетах ректификационных колонн обычно определяют потоки для четырех сечений колонны:

верх и низ секции питания — потоки $G_m = G_{N_0} + G_F$ и g_1 ; G_{N_0} , а также $g_m = g_1 + g_F$ (см. рис. IV-8);

верх колонны под парциальным конденсатором или под верхней тарелкой концентрационной части колонны при других способах создания орошения;

низ колонны под нижней тарелкой отгонной части.

В специальных случаях (наличие циркуляционного орошения, вывод боковых погонов и др.) необходимо также определить потоки в соответствующих дополнительных сечениях.

Итак, для определения числа тарелок в колонне необходимо знать составы y_D и x_W , а также кривую равновесия $y = f(x)$ и рабочую линию BD (рис. IV-15).

Одной из основных целей расчета ректификационной колонны является определение числа тарелок, необходимых для разделения данной смеси на ректификат состава y_D и остаток состава x_W , при принятых величинах флегмового и парового чисел и известной кривой равновесия фаз.

Рассмотрим графическое определение числа теоретических тарелок для верхней части колонны. Пусть требуется получить ректификат состава y_D . Рабочая линия верхней части колонны BD (рис. IV-15) проходит через точку D с координатами $x = y = y_D$.

Пары ректификата состава y_D получены после прохождения через

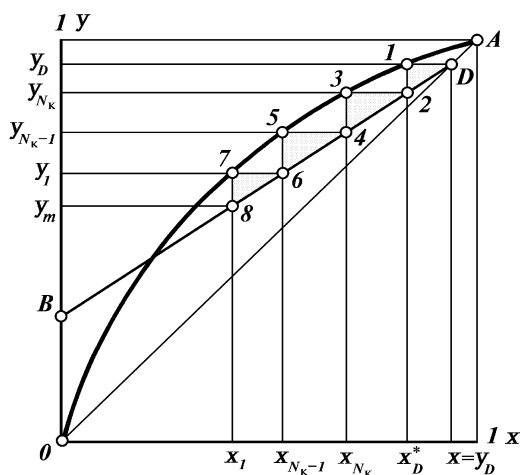


Рис. IV-15. Графическое определение числа теоретических тарелок для верхней части колонны на диаграмме $x-y$

парциальный конденсатор потока паров G_{N_k} , уходящих с верхней тарелки колонны и имеющих состав y_{N_k} (см. также рис. IV-5). В парциальном конденсаторе, который принимается эквивалентным одной теоретической тарелке, часть этих паров конденсируется и образует поток флегмы $g_D = g_{N_k+1}$ состава x_D^* . Состав флегмы x_D^* будет находиться в равновесии с парами ректификата состава y_D и может быть определен при пересечении ординаты y_D с кривой равновесия (точка 1). Очевидно, что абсцисса точки 1 равна x_D^* . Поток жидкости g_D состава x_D^* поступает на верхнюю тарелку (ее номер N_k) колонны, а навстречу этому потоку жидкости с верхней тарелки поднимается поток паров G_{N_k} состава y_{N_k} . Эти встречные потоки отвечают уравнению рабочей линии, и поэтому состав паров y_{N_k} может быть найден при пересечении абсциссы x_D^* с рабочей линией в точке 2, ордината которой и будет равна y_{N_k} .

С верхней тарелки стекает поток флегмы состава x_{N_k} , который получен при взаимодействии жидкости состава x_D^* , стекающей из парциального конденсатора, и потока паров состава y_{N_k-1} , поднимающегося с нижележащей тарелки. Составы x_{N_k} и y_{N_k} потоков, покидающих верхнюю тарелку колонны, находятся в равновесии и на диаграмме x — y , отвечают точке 3, абсцисса которой и дает значение x_{N_k} .

Между тарелками N_k и $N_k - 1$ жидкость состава x_{N_k} встречается с парами состава y_{N_k-1} ; эти составы будут относиться к рабочей линии, ордината точки 4 которой равна y_{N_k-1} .

Продолжая аналогичные рассуждения, получим составы паров, поднимающихся с любой тарелки колонны, и соответствующие им составы флегмы, которые определяются при построении ступенчатой ломаной линии между кривой равновесия фаз и рабочей линией $D-1-2-3-\dots-7-8$. Построение завершается, когда состав жидкости x_1 , стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны, и состав паров y_m , поступающих из секции питания, будут отвечать требуемым значениям. Составы этих потоков, являющихся встречными на одном уровне, определяются уравнением рабочей линии (точка 8).

Очевидно, что число ступеней между равновесной и рабочими линиями и дает число теоретических тарелок, необходимых для изменения состава пара от y_m на входе в верхнюю часть колонны до y_D состава ректификата. В данном примере число теоретических тарелок равно 4.

Заметим, что в данном примере ступень изменения концентрации $D-1-2$ связана с наличием *парциального конденсатора*, принятого за одну теоретическую тарелку. В случае других способов отвода тепла в верху колонны (см. далее) эта ступень отвечает верхней тарелке колонны.

При графическом построении числа теоретических тарелок может оказаться, что при принятом флегмовом числе полученное число теоретических тарелок в интервале изменения концентраций пара от y_m до y_D окажется не целым, т.е. при целом числе тарелок состав y_m (или y_D) будет получен либо с избытком, либо с недостатком. Чтобы получить целое чис-

ло теоретических тарелок можно было бы несколько изменить поток орошения, однако эта процедура связана с методом последовательных приближений, и ею практически не пользуются. Обычно или принимают ближайшее большее целое число теоретических тарелок, обеспечивая некоторый запас качества получаемого ректификата, или производят линейную интерполяцию доли теоретической тарелки пропорционально изменению составов паров или жидкости на этом участке колонны. В этом случае число теоретических тарелок будет дробным.

Из проведенного графического построения числа теоретических тарелок видно, что оно зависит от положения рабочей линии, т.е. от величины флегмового числа $R = g/D$. При увеличении флегмового числа рабочая линия приближается к диагонали диаграммы $x-y$, поворачиваясь вокруг точки D . Это приводит к уменьшению числа теоретических тарелок. При уменьшении флегмового числа рабочая линия приближается к кривой равновесия фаз, а необходимое число тарелок увеличивается.

Минимальному числу теоретических тарелок в верхней части колонны отвечает случай работы колонны с бесконечно большим флегмовым числом $R = g/D \rightarrow \infty$ (или $\Phi = 1$). При этом рабочая линия сольется с диагональю OA . Ломаную линию, определяющую число теоретических тарелок, в этом случае строят между кривой равновесия фаз и диагональю OA диаграммы $x-y$.

При уменьшении флегмового числа число теоретических тарелок будет увеличиваться и станет равным бесконечно большой величине при минимальном флегмовом числе $R = (g/D)_{\min}$.

Построение числа тарелок в концентрационной части колонны можно вести также начиная от состава паров y_m , поступающих из эвапорационного пространства в верхнюю часть колонны. В этом случае построение заканчивается в точке D , отвечающей заданному составу ректификата y_D .

Число теоретических тарелок в отгонной части колонны определяется с помощью аналогичных построений (рис. IV-16). Рабочая линия WC определяется положением точки W , имеющей координаты $x = y = x_w$, и величиной парового числа $\Pi = G/W$.

При подводе тепла в количестве Q_B в низ колонны образуется восходящий поток паров G_w состава y_w , который будет находиться в равновесии

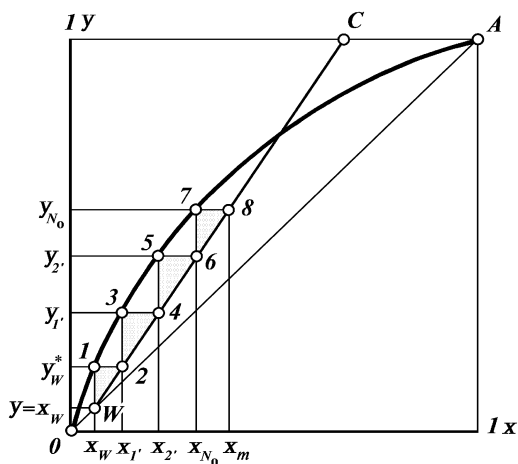


Рис. IV-16. Графическое определение числа теоретических тарелок для нижней части колонны на диаграмме $x-y$

с жидким остатком состава x_w . Поэтому указанные составы будут определяться координатами точки 1, находящейся на кривой равновесия фаз. Ордината точки 1 определяет состав паров y_w^* .

Под нижней тарелкой пары состава y_w^* встречаются с потоком жидкости g_1 состава x_1 , следовательно, эти составы определяются уравнением рабочей линии, абсцисса точки 2 которой дает состав флегмы x_1 . Пары состава y_1 и флегма состава x_1 покидают нижнюю тарелку колонны и поэтому находятся в равновесии. Состав паров y_1 определяется ординатой точки 3 на кривой равновесия фаз.

Составы жидкости x_2 , стекающей с вышележащей тарелки, и встречных паров y_1 отвечают уравнению рабочей линии, абсцисса точки 4 которой дает состав x_2 .

Продолжив аналогичные построения, получим ступенчатую линию $W-1-2-\dots-7-8$, расположенную между кривой равновесия фаз и рабочей линией. Координаты точки 8 на рабочей линии определяют составы паров y_{N_0} , поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны, и жидкости x_m , стекающей из эвапорационного пространства в нижнюю часть колонны.

Число построенных ступеней между рабочей и равновесной линиями соответствует числу теоретических тарелок, необходимых для изменения концентрации жидкости от x_w — состава остатка до x_m — состава жидкости, поступающей на верхнюю тарелку нижней части колонны. В данном примере число теоретических тарелок равно 4.

Отметим, что ступень изменения концентраций $W-1-2$ соответствует подводу тепла к жидкости, стекающей с нижней тарелки колонны, т.е. относится к специальному устройству, служащему для этой цели — *клизильнику*.

Как и в верхней части колонны, число теоретических тарелок в отгонной части может быть как целым, так и дробным.

Проведенное построение числа теоретических тарелок показывает, что этот параметр зависит от парового числа $\Pi = G/W$ в нижней части колонны, т.е. от положения рабочей линии. При увеличении парового числа рабочая линия перемещается ближе к диагонали диаграммы $x-y$, поворачиваясь вокруг точки W . В этом случае число тарелок уменьшается. Минимальное число теоретических тарелок в нижней части колонны будет получено при $\Pi = G/W \rightarrow \infty$ или $\Phi = 1$, когда рабочая линия сольется с диагональю. Построение числа тарелок для этого случая выполняют между равновесной кривой и диагональю в интервале изменения концентраций флегмы от x_w до x_m .

При уменьшении парового числа рабочая линия приближается к кривой равновесия фаз, а необходимое число теоретических тарелок увеличивается, достигая бесконечно большой величины при минимальном паровом числе $\Pi = (G/W)_{\min}$.

Графическое построение числа теоретических тарелок можно выполнять также начиная от точки, соответствующей составам жидкости x_m и паров y_{N_0} . При этом построение ступенчатой линии закончится в точке W , соответствующей составу жидкого остатка x_w .

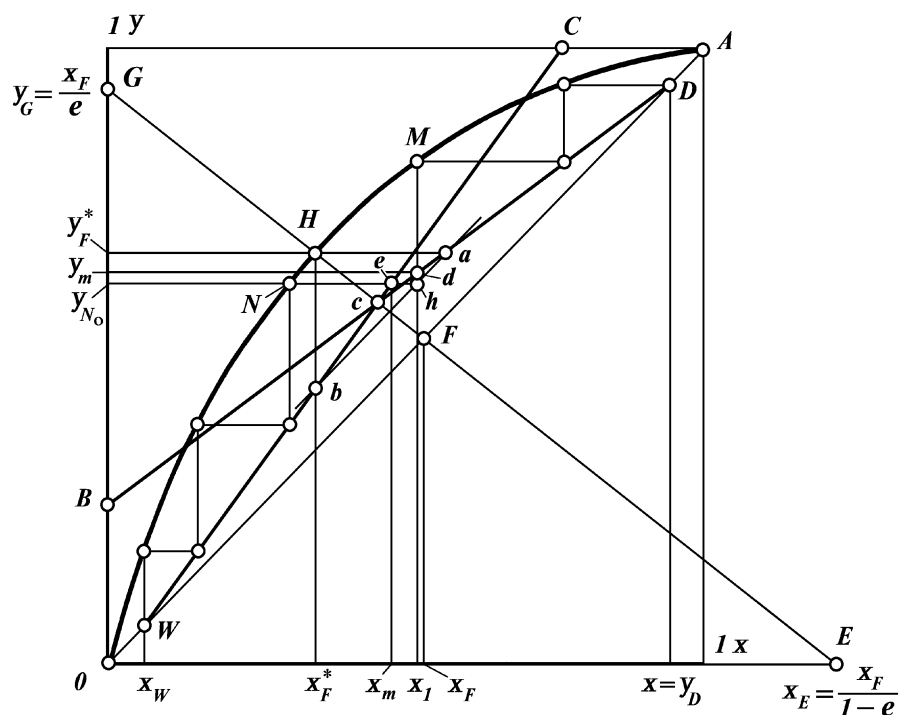


Рис. IV-17. Графическое определение числа теоретических тарелок для полной колонны на диаграмме $x-y$

В результате проведенных графических построений видно, что по высоте колонны концентрации паров и жидкости изменяются неравномерно, что определяется формой кривой равновесия фаз и расположением рабочих линий.

Выше были рассмотрены графические построения числа теоретических тарелок для верхней и нижней частей колонны в отдельности, что соответствует расчету неполных колонн. В полной колонне, как было показано ранее (см. рис. IV-9), составы потоков обеих секций взаимно сопрягаются при прохождении через эвапорационное пространство, что характеризуется соответствующими графическими построениями, определяющими составы паров y_m , y_{N_o} и жидкости x_1 , x_m .

Пример построения числа теоретических тарелок для полной колонны при доле отгона сырья e приведен на рис. IV-17.

Составы паров и жидкости в эвапорационном пространстве определяют место ввода сырья заданного состава x_F в колонну и, следовательно, распределение тарелок между отгонной и концентрационной частями колонны (N_o и N_k). В приведенном на рис. IV-17 примере $N_o = 3$ и $N_k = 2$.

1.1. МЕТОДЫ РАСЧЕТА КОЛОННЫ

Число тарелок в колонне можно определить также так называемым методом "от тарелки к тарелке", который заключается в совместном использовании уравнений равновесия, материального и теплового балансов последовательно для всех тарелок колонны.

Поскольку состав ректификата y_D задан, расчет концентрационной части колонны удобно вести сверху вниз (см. рис. IV-5).

Из материального и теплового балансов колонны определяют отбор ректификата D по заданному составу продуктов y_D и x_W , а также количество тепла Q_d , отнимаемого в парциальном конденсаторе, и массу потока флегмы g_D , стекающей из парциального конденсатора на верхнюю концентрационную тарелку. Состав потока флегмы g_D определяют по уравнению равновесия фаз:

$$x_D^* = \frac{y_D}{\alpha - (\alpha - 1)y_D}.$$

Коэффициент относительной летучести α определяется при t_D — температуре начала конденсации паров ректификата, которая при y_D , близком к единице, примерно равна t_a — температуре кипения чистого НКК.

По уравнению рабочей линии определяется состав паров y_{N_K} , поступающих с верхней тарелки в парциальный конденсатор:

$$y_{N_K} = \frac{g_D/D}{(g_D/D)+1} x_D^* + \frac{y_D}{(g_D/D)+1}.$$

По изобарным температурным кривым для найденного состава паров y_{N_K} находим их температуру, по которой уточняем коэффициент относительной летучести α . Затем по уравнению равновесия вычисляем состав жидкости x_{N_K} , равновесной с этими парами:

$$y_{N_K} = \frac{x_{N_K}}{\alpha - (\alpha - 1)y_{N_K}}.$$

Далее по уравнению рабочей линии вычисляем состав паров y_{N_K-1} , поднимающихся с нижележащей тарелки:

$$y_{N_K-1} = \frac{g_D/D}{(g_D/D)+1} x_{N_K} + \frac{y_D}{(g_D/D)+1},$$

а по уравнению изотермы паровой фазы определяем температуру этих паров.

Ранее было принято, что для потока флегмы, стекающего с верхней тарелки, $g_{N_K} = g_D$. Поскольку температуры над и под верхней тарелкой различаются, это приводит к изменению энтальпий потоков. Поток флегмы g_{N_K} можно определить из уравнения теплового баланса для контура под верхней тарелкой концентрационной части колонны:

$$\frac{g_{N_K}}{D} = \frac{H_D^* - H_{t_{N_K-1}}}{H_{t_{N_K-1}} - h_{t_{N_K}}}.$$

В этом уравнении все величины, кроме g_{N_K} , известны. Соответственно новому значению массы флегмы определяем новый состав паров y_{N_K-1} и их температуру. Это уточненное значение температуры сравнивается с ранее найденным, а в случае их существенного расхождения вновь производится пересчет.

Таким образом, попеременно используя уравнения равновесия, материального и теплового балансов, т.е. двигаясь от тарелки к тарелке, определяем составы потоков по высоте колонны. Очевидно, такие вычисления необходимо производить до тех пор, пока не будет достигнут состав паров y_m , поступающих на нижнюю тарелку концентрационной части колонны.

Если принять допущение о постоянстве потока флегмы по высоте аппарата, то отпадает необходимость использовать уравнение теплового баланса.

В ряде случаев может также быть принято допущение о постоянстве коэффициента относительной летучести в пределах каждой части колонны и его равенстве своему среднему значению [уравнение (II.27)].

Путем аналогичных расчетов можно определить число теоретических тарелок в нижней части колонны. Рассмотрим расчет, начиная с верхней тарелки отгонной части колонны (см. рис. IV-5).

После выполнения расчета верхней части колонны известны масса g_1 и состав x_1 флегмы, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны. Кроме того, известны масса жидкой части сырья g_F и ее состав x_F^* . На основании этих данных по уравнению материального баланса определяется масса паров G_{N_0} , поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны и состав жидкости x_m , поступающей на эту же тарелку:

$$G_{N_0} = g_1 + g_F - W;$$

$$x_m = \frac{g_1 x_1 + g_F x_F^*}{g_1 + g_F}.$$

Располагая этими данными, можно вычислить состав паров y_{N_0} по уравнению рабочей линии нижней части колонны:

$$y_{N_0} = \frac{G_{N_0} / W + 1}{G_{N_0} / W} x_m - \frac{x_W}{G_{N_0} / W}.$$

По изобарным температурным кривым определяем температуру этих паров. При найденной температуре вычисляем коэффициент относительной летучести, а затем по уравнению равновесия фаз — состав жидкости, стекающей с верхней тарелки отгонной части колонны

$$x_{N_0} = \frac{y_{N_0}}{\alpha - (\alpha - 1)y_{N_0}}.$$

Затем по уравнению рабочей линии определяем состав паров, поднимающихся с нижележащей тарелки:

$$y_{N_0-1} = \frac{G_{N_0}/W + 1}{G_{N_0}/W} x_{N_0} - \frac{x_W}{G_{N_0}/W}.$$

Проводя расчеты последовательно от тарелки к тарелке, определяем составы паров и жидкости на каждой тарелке отгонной части колонны. Эти расчеты проводят до тех пор, пока состав жидкости в низу колонны не достигнет заданного состава остатка x_w .

При более точных расчетах, учитывающих изменение массы флегмы и паров по высоте отгонной части колонны, необходимо использовать уравнение теплового баланса для всей отгонной части колонны, расположенной ниже расчетного сечения. Это дает возможность более точно определить массу паров в данном сечении. Так, для сечения под верхней отгонной тарелкой уравнение теплового баланса имеет вид

$$\frac{G_{N_0-1}}{W} = \frac{h_{t_{N_0}} - h_W^*}{H_{t_{N_0-1}} - h_{t_{N_0}}}.$$

Из этого уравнения определяют величину потока паров $G_{N_{0-1}}$, а затем по уравнению рабочей линии — более точно состав паров $y_{N_{0-1}}$, а по изобарным температурным кривым — температуру этих паров. Все указанные величины определяются после соответствующих многократных пересчетов.

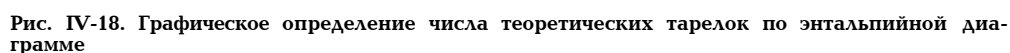
ĀḌĀÔÈ×ĀÑÊÎ Ā Î Ĩ ḐĀĀĀĒĀÍ ÈĀ ×ÈÑĒĀ
 ÒĀÎ ḐĀÒÈ×ĀÑĒÊÕ ÒḐḐĀĒÎ Ê
 Í À ÝÍ ÒÀĒÛÎ ĒĒÍ Î É ĀĒĀḐḐÀÌ Ì Ā

Число теоретических тарелок в ректификационной колонне может быть определено графически при помощи энтальпийной диаграммы. При этом учитываются тепловые свойства участвующих в ректификации компонентов и, следовательно, изменения масс флегмы и паров по высоте ректификационной колонны.

Поскольку при расчете по энтальпийной диаграмме надо знать положение соответствующих конод, определяющих равновесные концентрации флегмы и паров, то для фиксации их положения используют совместно энтальпийную диаграмму и изобарные температурные кривые (рис. IV-18).

Исходя из выбранного режима процесса ректификации, наносим на энтальпийную диаграмму полюсы P и P' . Построение числа теоретических тарелок в концентрационной части колонны проведем начиная с точки P .

Абсцисса u_D определяет положение точки 1 на энтальпийной диаграмме (отвечает энтальпии паров ректификата H_D) и точки 2 на кривой конденсации (определяет температуру паров ректификата t_D). Концентрация жидкости x_D^* , стекающей из парциального конденсатора и находящейся в равновесии с парами ректификата, определится абсциссой точки 3, находящейся на пересечении ординаты t_D с кривой испарения. Линия 2–3 отвечает коноде при температуре t_D . Точке 3 на энтальпийной диаграмме соот-



Пересечение рабочей линии $P-4$ с кривой энтальпий паров в точке 5 определяет состав паров y_{N_K} , поднимающихся с верхней тарелки концентрационной части колонны. Точке 5 на кривой конденсации соответствует точка 6, ордината которой определяет температуру этих паров. Конода 6-7 дает точку 7, абсцисса которой определяет состав жидкости, стекающей с верхней тарелки. Состав этой жидкости, перенесенный на энтальпийную диаграмму в точку 8, дает положение коноды 5-8 и рабочую линию $P-8$.

Пересечение этой рабочей линии в точке 9 с кривой энтальпий паров определяет состав паров y_{N_k-1} под верхней тарелкой.

Продолжив соответствующие построения, получим наконец состав паров y_m , поступающих на нижнюю тарелку концентрационной части колонны (абсцисса точки 13), и состав жидкости x_1 , стекающей в секцию питания колонны (абсцисса точки 12). Число конод, полученных при таком построении, и определяет число теоретических тарелок; в данном случае оно равно 3. Конода 2–3 (или 1–4) отвечает идеальному контакту, обеспечиваемому работой парциального конденсатора.

Определение числа теоретических тарелок в нижней части колонны можно начать с точки P' . Абсцисса этой точки дает точку 1' на линии энтальпий жидкости и точку 2', соответствующую температуре остатка, отбираемого из низа колонны.

Проведя коноду 2'–3', получим точку 3' на кривой конденсации, которая определяет положение коноды 1'–4' на энтальпийной диаграмме. Абсцисса точки 3' (или 4') определяет состав паров y_w^* , покидающих кипятильник и находящихся в равновесии с остатком состава x_w .

Проведя через точку 4' и полюс P' рабочую линию, получим точку 5' пересечения рабочей линии с кривой энтальпий жидкости. Абсцисса точки 5' определяет состав жидкости x_1' , стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны. На кривой конденсации для абсциссы x_1' получим точку 6', ордината которой определяет положение коноды 6'–7' на изобарных температурных кривых. Абсцисса точки 7', находящейся на кривой конденсации, дает состав паров y_1' , уходящих с нижней тарелки отгонной части колонны. Абсцисса точки 7' определяет точку 8' на энтальпийной диаграмме, которая отвечает коноде 5'–8'. Проведя рабочую линию P' –8' до пересечения с кривой энтальпий жидкой фазы, получим точку 9', абсцисса которой дает состав жидкости x_2' , стекающей со второй, считая снизу, тарелки отгонной части колонны.

Подобное построение продолжается до тех пор, пока не будет достигнут требуемый состав жидкости x_m и состав пара y_{N_0} над верхней тарелкой нижней части колонны. В данном примере это точки соответственно 9' и 8'.

Число построенных конод определяет число теоретических тарелок в нижней части колонны (в данном случае оно равно 2). Конода 2'–3' (или 1'–4') характеризует работу кипятильника.

Из приведенного графического построения числа тарелок по энтальпийной диаграмме следует, что при перемещении вверх полюса P (Q_d/D увеличивается, флегмовое число R также увеличивается) число теоретических тарелок в концентрационной части колонны уменьшается. При перемещении полюса P вниз необходимое число тарелок увеличивается.

Перемещение полюса P' вниз свидетельствует об увеличении количества тепла Q_B/W , подводимого в кипятильник, а следовательно, и потока паров. Это приводит к уменьшению числа теоретических тарелок. Перемещение полюса P' вверх связано с уменьшением количества подводимого в кипятильник тепла и уменьшением потока паров орошения. При этом число теоретических тарелок в нижней части колонны увеличивается.

$$\frac{y_{n+1}}{1-y_{n+1}} = \alpha \frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} = \alpha \frac{x_n}{1-x_n}.$$

В случае, когда допущения о постоянстве флегмового числа и относительной летучести компонентов достаточно оправданы, расчеты могут быть проведены с помощью аналитических методов, позволяющих получить конечный результат с любой заданной степенью точности.

Аналитические методы могут быть применены и при изменении флегмового числа и относительной летучести компонентов по высоте колонны. Однако в этом случае колонну следует разбить на отдельные участки, в пределах каждого из которых может быть принято допущение о постоянстве указанных величин.

При бесконечном флегмовом и паровом числах рабочие линии обеих частей колонны сливаются с диагональю диаграммы $x-y$. В этом случае, как следует из уравнения рабочей линии, составы потоков паров и жидкости, являющиеся встречными на одном уровне, будут равны для любого сечения колонны:

$$x_{n+1} = y_n, \quad (\text{IV.33})$$

а число тарелок будет минимальным и равным N_{\min} .

Такой режим работы колонны можно представить двояко:

1) колонна работает с отбором ректификата D , остатка W и с подачей сырья $F = D + W$ при потоках флегмы g и паров G , стремящихся к бесконечности (режим *бесконечной флегмы*);

2) колонна работает без отбора продуктов: $D = 0$, $W = 0$ и $F = D + W = 0$, но с заданным подводом тепла Q_B в кипятильнике и с отводом тепла Q_d в конденсаторе, т.е. в этом случае встречные потоки пара и жидкости равны и определяются теплоподводом в кипятильник (режим *с полным возвратом флегмы*, или режим *полного орошения*).

В первом случае колонна должна иметь бесконечно большое поперечное сечение, во втором поперечное сечение аппарата определяется потоками паров и флегмы. С точки зрения определения числа теоретических тарелок N_{\min} оба случая равноценны.

Рассмотрим изменение составов потоков пара и жидкости по тарелкам колонны, работающей в режиме с бесконечным флегмовым числом (рис. IV-19).

Пар состава y_W^* , уходящий из кипятильника, находится в равновесии с жидким остатком состава x_W , т.е. они связаны между собой уравнением равновесия:

$$\frac{y_W^*}{1-y_W^*} = \alpha \frac{x_W}{1-x_W}.$$

Для любых двух смежных тарелок справедливо уравнение (IV.33), и поэтому можно записать выражение

$$\frac{y_n}{1-y_n} = \frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} = \alpha \frac{x_n}{1-x_n}. \quad (\text{IV.34})$$

При расчете концентраций уравнение (IV.34) обеспечивает переход от n -й к $(n + 1)$ -й тарелке.

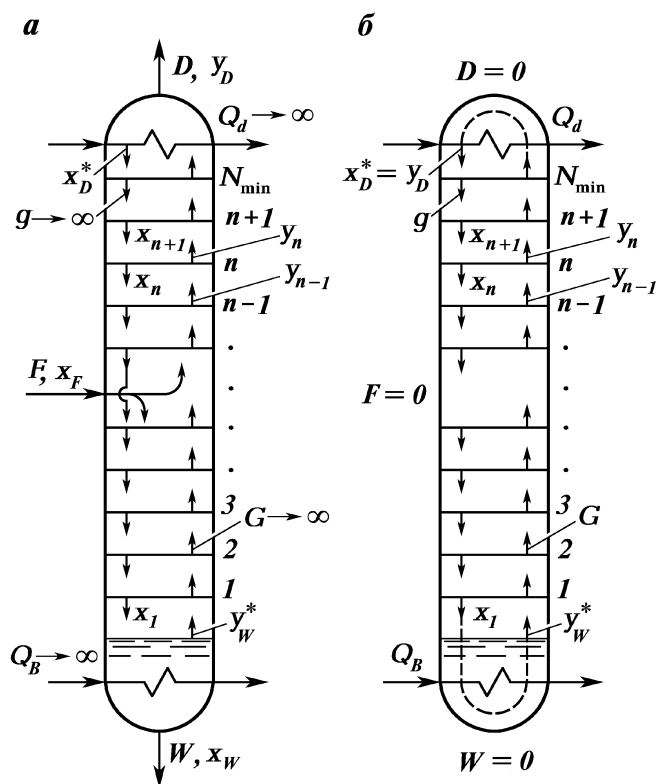
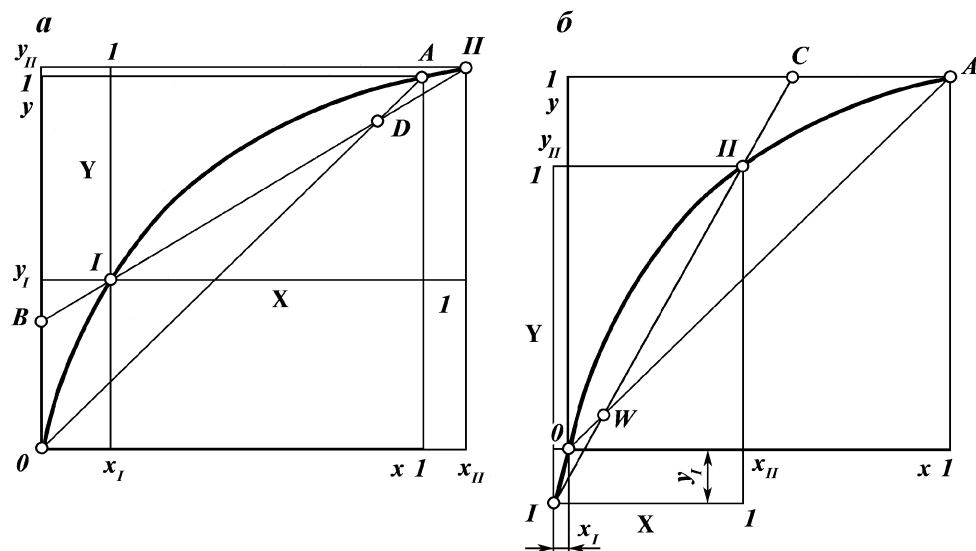


Рис. IV-19. Схема работы колонны с бесконечным флегмовым (паровым) числом:
a — режим бесконечной флегмы; *б* — режим полного возврата флегмы

Рис. IV-20. Преобразование системы координат $x-y$ для расчета числа теоретических тарелок при рабочем флегмовом (паровом) числе:
a — для концентрационной части; *б* — для отгонной части



Если n давать последовательные целые значения от 0 (кипятильник) до n , то получим уравнение

$$\frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} = \alpha^{n+1} \frac{x_W}{1-x_W}, \quad (\text{IV.35})$$

которое позволяет определить состав жидкости x_{n+1} , стекающей с $(n + 1)$ -й тарелки, или соответственно состав пара y_n . Для всей колонны, исключая парциальный конденсатор, $n = N_{\min}$ и уравнение (IV.35) запишется в виде

$$\frac{y_D}{1-y_D} = \alpha^{N_{\min}+1} \frac{x_W}{1-x_W}. \quad (\text{IV.36})$$

Это выражение известно в литературе как уравнение Фенске. Из уравнения (IV.36) можно получить выражение для расчета N_{\min} :

$$N_{\min} = \frac{\lg \frac{y_D}{1-y_D} \frac{1-x_W}{x_W}}{\lg \alpha} - 1. \quad (\text{IV.37})$$

Единица, вычитаемая в правой части уравнения (IV.37), отвечает работе кипятильника.

При наличии парциального конденсатора в уравнении (IV.35) для всей колонны $n = N_{\min} + 1$. Однако этот случай реализуется только при бесконечном потоке флегмы и потому представляет лишь теоретический интерес.

Практически режим работы колонны с полным возвратом флегмы используется при выводе колонны на режим, а также в процессе эксплуатации установки (избежание останова колонны при неполадках в работе других колонн).

Уравнение Фенске позволяет определить N_{\min} или концентрацию одного из продуктов при заданных N_{\min} и составе другого продукта, не прибегая к графическим построениям, а уравнение (IV.35) дает представление о распределении НКК по высоте аппарата.

При рабочих флегмовом и паровом числе расчет числа теоретических тарелок можно свести к случаю работы колонны с бесконечным флегмовым (паровым) числом, если проделать дополнительные преобразования уравнений равновесия и рабочей линии, а также диаграммы x - y (рис. IV-20).

В соответствии с уравнением (IV.19) уравнение рабочей линии запишем в виде

$$y_n = \Phi x_{n+1} + (1 - \Phi)x_p. \quad (\text{IV.38})$$

Выполним линейное преобразование координат путем замены старых координат x , y новыми X , Y в соответствии с уравнениями

$$X = \frac{x - x_I}{x_{II} - x_I}; \quad Y = \frac{y - y_I}{y_{II} - y_I},$$

где x_I , y_I , x_{II} , y_{II} — координаты точек пересечения кривой равновесия и рабочей линии для части колонны (см. рис. IV-20).

Для концентрационной части колонны x_I , y_I , x_{II} , y_{II} — положительные числа, при этом x_{II} и y_{II} больше единицы. Для отгонной части колонны x_I и

y_I — отрицательные числа, а x_{II} и y_{II} — положительные числа, меньшие единицы. Преобразование координат эквивалентно переносу начала координат из точки 0 в точку 1. Очевидно, что $0 \leq X, Y \leq 1$.

Координаты точек пересечения равновесной и рабочей линии I и II определяются при совместном решении уравнений:

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

и рабочей линии

$$y = \Phi x + (1 - \Phi)x_p.$$

Приравняв левые и правые части обоих уравнений, после преобразований получим следующее квадратное уравнение:

$$(\alpha - 1)\Phi x^2 + [\Phi - \alpha + (\alpha - 1)(1 - \Phi)x_p]x + (1 - \Phi)x_p = 0,$$

решение которого имеет вид

$$x_{I,II} = \frac{-[\Phi - \alpha + (\alpha - 1)(1 - \Phi)x_p] \pm \sqrt{[\Phi - \alpha + (\alpha - 1)(1 - \Phi)x_p]^2 - 4(\alpha - 1)(1 - \Phi)\Phi x_p}}{2(\alpha - 1)\Phi}.$$

Ординаты y_I и y_{II} и точек I и II получим, подставив x_I и x_{II} в уравнение равновесия или рабочей линии.

При $\Phi < 1$ и $x_p = y_D$ получаем решение для концентрационной части колонны, а при $\Phi > 1$ и $x_p = x_W$ — для отгонной части. Из рис. IV-20 видно, что внутреннее флегмовое число

$$\Phi = \frac{y_{II} - y_I}{x_{II} - x_I},$$

подставив которое в уравнение (IV.38), получим

$$X_{n+1} = Y_n. \quad (IV.39)$$

Выражение (IV.39) аналогично (IV.33), полученному ранее для бесконечного флегмового числа ($\Phi = 1$), но в координатах X, Y .

Уравнение равновесия в новых координатах будет иметь вид

$$\frac{Y_n}{1 - Y_n} = \alpha^* \frac{X_n}{1 - X_n}, \quad (IV.40)$$

где α^* — приведенная относительная летучесть, определяемая по уравнению

$$\alpha^* = \frac{1 + (\alpha_K - 1)x_{II}}{1 + (\alpha_K - 1)x_I}.$$

Величина приведенной относительной летучести заключена в пределы $\alpha > \alpha^* < 1$.

Повторив рассуждения, аналогичные приведенным при выводе уравнения Фенске для концентрационной и отгонной частей колонны с использованием уравнений (IV.39) и (IV.40), получим уравнения для расчета числа теоретических тарелок колонны при рабочем флегмовом (паровом) числе:

для концентрационной части

$$N_k = \frac{\lg \frac{Y_D - 1 - Y_m}{1 - Y_D - Y_m}}{\lg \alpha_k^*} - 1; \quad (\text{IV.41})$$

для отгонной части

$$N_o = \frac{\lg \frac{X_m - 1 - X_W}{1 - X_m - X_W}}{\lg \alpha_o^*} - 1. \quad (\text{IV.42})$$

Из правых частей уравнений вычтено по единице, чтобы учесть эффект разделения в парциальном конденсаторе и кипятильнике. Общее число тарелок в колонне равно

$$N = N_k + N_o.$$

Переходя к исходным координатам x , y , запишем уравнения (IV.41) и (IV.42) в виде

$$N_k = \frac{\lg \frac{y_D - y_I}{y_{II} - y_D} \frac{y_{II} - y_m}{y_m - y_I}}{\lg \frac{1 + (\alpha_k - 1)x_{II}}{1 + (\alpha_k - 1)x_I}} - 1$$

и

$$N_o = \frac{\lg \frac{x_m - x_I}{x_{II} - x_m} \frac{x_{II} - x_W}{x_W - x_I}}{\lg \frac{1 + (\alpha_o - 1)x_{II}}{1 + (\alpha_o - 1)x_I}} - 1.$$

Коэффициенты относительной летучести для концентрационной α_k и отгонной α_o частей колонны в общем случае не равны и должны определяться для каждой части колонны в отдельности.

Поскольку в начале расчета концентрация y_m и x_m не известны, то их принимают равными концентрациям соответствующих потоков, полученным при ОИ сырья, т.е. $y_m = y_F^*$ и $x_m = x_F^*$.

Для бесконечного внутреннего флегмового числа ($\Phi = 1$) полученные уравнения приводятся к уравнению Фенске.

$$\hat{I} \hat{I} \hat{D} \hat{A} \hat{A} \hat{A} \hat{E} \hat{A} \hat{I} \hat{I} \hat{D} \hat{E} \hat{I} \hat{A} \hat{E} \hat{U} \hat{I} \hat{I} \hat{A} \hat{I} \hat{O} \hat{E} \hat{A} \hat{A} \hat{I} \hat{I} \hat{A} \hat{I} \hat{A} \hat{I} \\ (\hat{I} \hat{A} \hat{D} \hat{I} \hat{A} \hat{I} \hat{A} \hat{I}) \times \hat{E} \hat{N} \hat{E} \hat{A}$$

В ректификационной колонне заданные составы ректификата y_D и остатка x_W могут быть получены при различных флегмовых (паровых) числах и соответствующих числах теоретических тарелок.

Ранее было отмечено, что при бесконечном флегмовом (паровом) числе в колонне будет минимальное число тарелок N_{\min} .

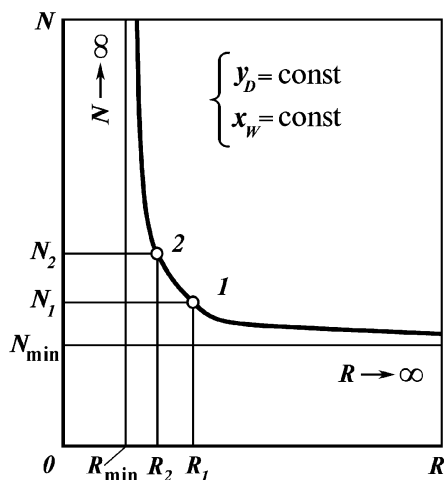
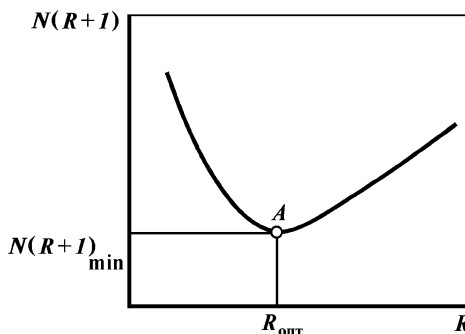


Рис. IV-21. Зависимость числа теоретических тарелок в колонне от флегмового числа

Рис. IV-22. Графическое определение оптимального флегмового числа, соответствующего минимальному объему колонны



При уменьшении флегмового (парового) числа число тарелок в колонне увеличивается. При минимальном флегмовом числе R_{\min} (паровом числе P_{\min}) число тарелок, обеспечивающих заданное разделение исходной смеси, возрастает до бесконечно большого.

Общий вид зависимости числа теоретических тарелок от флегмового числа приведен на рис. IV-21. Произвольная точка (например, 1 или 2) на таком графике отвечает определенным числам теоретических тарелок и флегмовому числу. Подобный график может быть построен с использованием любого из рассмотренных выше способов определения числа теоретических тарелок в колонне.

Таким образом, количество орошения и необходимое число тарелок, а следовательно, и высота колонны в определенных пределах являются взаимосвязанными величинами, при этом четкость разделения будет оставаться одной и той же.

В этой связи при расчете ректификационной колонны стремятся выбрать оптимальное флегмовое число $R_{\text{опт}}$, которое обеспечивало бы заданные показатели процесса при минимальных эксплуатационных и капитальных затратах.

Поскольку масса паров пропорциональна величине $R + 1$, то величина $R + 1$ пропорциональна площади поперечного сечения колонны, а произведение числа теоретических тарелок N на $R + 1$ пропорционально объему колонны. Если построить зависимость величин $N(R + 1)$ от R , то получится кривая с минимумом в точке А, который и определяет величину оптимального флегмового числа $R_{\text{опт}}$ (рис. IV-22), соответствующего минимальному объему колонны.

Оценка величины оптимального флегмового числа по различным критериям показывает, что в большинстве практических случаев оптимальное флегмовое число равно

$$R_{\text{опт}} = (1,2 \div 1,35) R_{\min}.$$

В каждом отдельном случае выбор оптимального флегмового числа может быть сделан также с учетом специальных требований, предъявляемых к процессу ректификации и к аппаратуре для ее осуществления.

УЧЕБНО-МЕТОДИЧЕСКОЕ ПОСОБИЕ

Рассмотренные методы расчетов позволяют определить число теоретических тарелок, обеспечивающее достижение состояния равновесия между покидающими данную тарелку потоками пара и жидкости (см. рис. I-13).

На реальной тарелке такое состояние может не достигаться, поэтому изменение концентраций потоков в пределах данной контактной ступени обычно меньше, чем на теоретической тарелке.

Рассмотрим изменение концентраций потоков паров и жидкости для теоретической и реальной тарелок на диаграмме $x-y$ (рис. IV-23).

Пусть на n -ю тарелку поднимаются пары состава y_{n-1} с $(n-1)$ -й тарелки, а с $(n+1)$ -й тарелки стекает жидкость состава x_{n+1} (рис. IV-23, а). При принятом флегмовом числе, определяющем положение рабочей линии DB (рис. IV-23, б), состав паров, поднимающихся с n -й тарелки, и состав жидкости, стекающей с этой тарелки, будут определяться ординатой точки C , если тарелка теоретическая. Состав уходящих с n -й теоретической тарелки паров будет y_n^* и изменение концентраций на двух смежных тарелках составит $y_n^* - y_{n-1}$. На реальной тарелке пары, поднимающиеся с n -й тарелки, обычно не достигают состояния равновесия и имеют более низкую концентрацию y_n (ордината точки E). В случае реальной тарелки фактическое изменение концентраций паров составит $y_n - y_{n-1}$.

Отношение фактического изменения концентраций парового потока к теоретическому, определяемому состоянием равновесия на тарелке, называется *эффективностью тарелки по парам*:

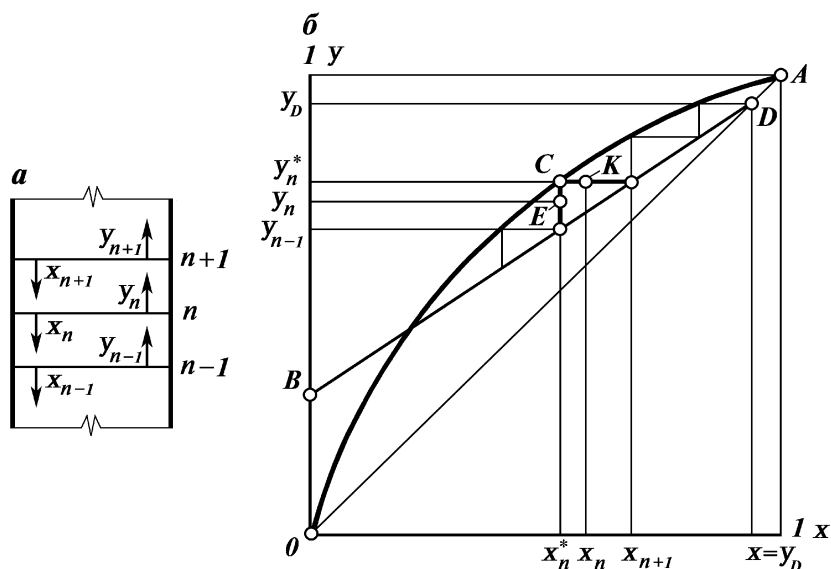


Рис. IV-23. Изменение концентраций жидкости и паров на теоретической и реальной тарелках:

а — схема потоков; б — диаграмма $x-y$

$$E_G = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}.$$

Об эффективности тарелки можно также судить по степени изменения концентраций жидкости на реальной тарелке по сравнению с теоретической. Состав жидкости, уходящей с n -й теоретической тарелки паров, будет x_n^* (абсцисса точки C) и изменение концентраций на двух смежных тарелках составит $x_{n+1} - x_n^*$. В случае реальной тарелки стекающая с n -й тарелки жидкость не достигнет состояния равновесия и будет иметь более высокую концентрацию x_n (абсцисса точки K). На реальной тарелке фактическое изменение концентрации жидкости характеризуется меньшей величиной, равной $x_{n+1} - x_n$.

Отношение фактического изменения концентраций жидкости к имеющему место на теоретической тарелке называется *эффективностью тарелки по жидкости*:

$$E_L = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_n^*}.$$

Значения эффективности по парам E_G и жидкости E_L определяются схемой движения и структурой потоков на тарелке и могут быть как меньше, так и больше единицы.

Часто для перехода от числа теоретических тарелок N_T к числу реальных тарелок N_A пользуются так называемым КПД тарелки η_T , который всегда меньше единицы. Поэтому реальное число тарелок в ректификационной колонне будет больше найденного числа теоретических тарелок:

$$N_A = \frac{N_T}{\eta_T}.$$

Для расчета величины E_G , E_L , η_T в литературе имеются эмпирические зависимости.

ÑĬ Î ÑĬ ÁÛ ÑĬ ÇÄÄÍ ÈË Î ÐĬ ØÄÍ ÈË Â ÊĬ ÊĬ Í Í Â

Для обеспечения нормальной работы ректификационной колонны необходимо на верху ее отводить определенное количество тепла для конденсации части паров и образования потока флегмы (орошения).

В промышленной практике получили распространение три основных способа отвода тепла: поверхностный парциальный конденсатор, холодное испаряющееся орошение и циркуляционное неиспаряющееся орошение.

Схемы указанных способов создания орошения даны на рис. IV-24.

Парциальный конденсатор. Данный способ отвода тепла (см. рис. IV-24, а) заключается в том, что пары G_{N_K} , уходящие с верхней тарелки концентрационной части колонны, поступают в парциальный конденсатор, где частично конденсируются. Образовавшийся при этом поток флегмы g_D , возвращается самотеком на верхнюю тарелку колонн в качестве орошения, а пары ректификата D отводятся из конденсатора. При таком способе образования орошения принимают, что пары ректификата D и поток флегмы

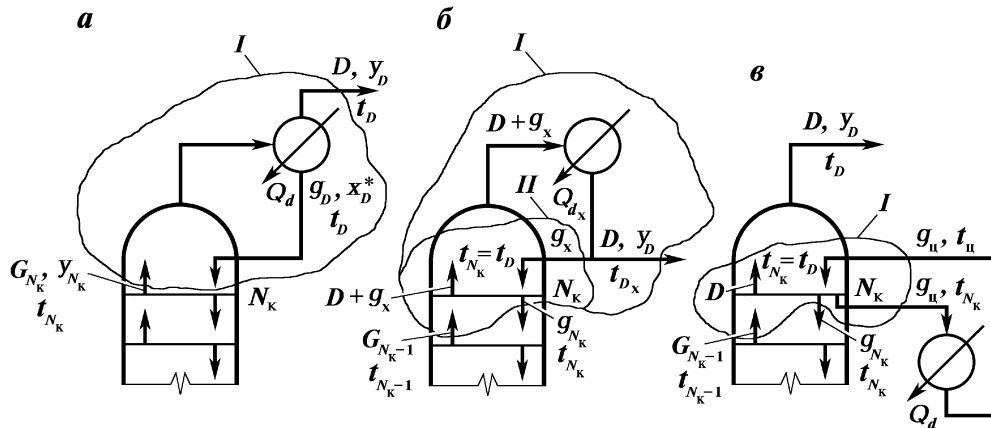


Рис. IV-24. Схемы основных способов создания орошения в колонне:
а — парциальный конденсатор; б — холодное испаряющееся орошение; , — циркуляционное неиспаряющееся орошение; I, II — контуры для составления балансов

g_D , стекающий из парциального конденсатора, находятся в равновесии, т.е. парциальный конденсатор эквивалентен одной теоретической тарелке.

Для нахождения количества тепла Q_d , отводимого в парциальном конденсаторе, составим тепловой баланс для верха колонны (контур I):

$$(g_D + D)H_{t_{N_K}} = g_D h_{t_D} + DH_{t_D} + Q_d,$$

откуда

$$Q_d = g_D(H_{t_{N_K}} - h_{t_D}) + D(H_{t_{N_K}} - H_{t_D}). \quad (\text{IV.43})$$

Первое слагаемое в уравнении (IV.43) определяет количество тепла, которое выделяется при охлаждении и конденсации паров в количестве, равном массе образовавшейся флегмы g_D ; второе слагаемое соответствует количеству тепла, которое необходимо для охлаждения паров ректификата от температуры t_{N_K} до t_D .

Поскольку t_{N_K} незначительно отличается от t_D (одна теоретическая тарелка), вторым слагаемым в уравнении (IV.43) можно пренебречь. Тогда количество тепла, отводимое в парциальном конденсаторе, определится из приближенного уравнения

$$Q_d \approx g_D(H_{t_{N_K}} - h_{t_D}). \quad (\text{IV.44})$$

При небольшом различии в температурах t_{N_K} и t_D разность энтальпий, стоящая в уравнении (IV.44) в скобках, приближенно равна скрытой теплоте конденсации $q_{\text{конд}}$. Тогда величину Q_d можно определить по уравнению

$$Q_d \approx g_D q_{\text{конд}}.$$

Парциальный конденсатор для отвода тепла на верху ректификационных колонн обычно используют при небольшой их производительности,

наличии паров с небольшим корродирующим действием и при сравнительно невысоких температурах верха колонны.

Такое ограничение обусловлено трудностями размещения теплообменного аппарата большой поверхности на верху колонны. Применение парциального конденсатора при ректификации коррозионного сырья, а также при повышенной температуре верха колонны, когда возможно интенсивное отложение накипи на поверхности конденсатора, нецелесообразно из-за необходимости частого ремонта конденсатора и чистки труб от накипи. Осуществление этих работ на большой высоте также затруднено.

Холодное испаряющееся орошение. Этот способ отвода тепла получил наибольшее распространение на нефте- и газоперерабатывающих заводах. Схема варианта с отводом тепла в верху колонны дана на рис. IV-24, б.

Поток паров с верхней тарелки концентрационной части колонны в количестве $D + g_x$ направляется в конденсатор, где в отличие от парциальной конденсации полностью конденсируется и охлаждается до температуры t_x . Образовавшаяся холодная жидкость делится на поток ректификата D и поток холодного (или острого) орошения g_x , возвращаемого на верхнюю тарелку колонны. Эта холодная жидкость, состав которой равен составу ректификата $x_D = y_D$, контактирует с парами G_{N_k-1} , поступающими с нижележащей тарелки. В результате этого контакта пары охлаждаются от температуры t_{N_k-1} до температуры $t_{N_k} = t_D$ и, частично конденсируясь, образуют поток горячего орошения g_{N_k} , количество которого и определяет процесс ректификации. Холодное орошение g_x , поступившее в колонну, полностью испаряется и вместе с парами ректификата поступает в конденсатор, где отводится тепло Q_{d_x} . Таким образом, холодное испаряющееся орошение g_x непрерывно циркулирует между верхней тарелкой и конденсатором, являясь переносчиком тепла.

Изменяя массу холодного орошения g_x и его температуру t_x , можно воздействовать на количество отводимого в конденсаторе тепла Q_{d_x} и тем самым на поток горячего орошения g_{N_k} .

Чтобы рассчитать количество тепла Q_{d_x} , составим уравнение теплового баланса для потоков паров и жидкости, охватываемых контуром I:

$$(g_{N_k} + D)H_{t_{N_k-1}} = Dh_{t_x} + g_{N_k}h_{t_{N_k}} + Q_{d_x},$$

откуда

$$Q_{d_x} = g_{N_k}(H_{t_{N_k-1}} - h_{t_{N_k}}) + D(H_{t_{N_k-1}} - h_{t_x}). \quad (\text{IV.45})$$

Прибавив и вычтя в правой части уравнения (IV.45) выражение $DH_{t_{N_k}}$, получим

$$Q_{d_x} = g_{N_k}(H_{t_{N_k-1}} - h_{t_{N_k}}) + D(H_{t_{N_k-1}} - H_{t_{N_k}}) + D(H_{t_{N_k}} - h_{t_x}),$$

откуда

$$Q_{d_x} = Q_d + D(H_{t_{N_k}} - h_{t_x}).$$

Таким образом, тепло, отнимаемое в конденсаторе в случае холодного

испаряющегося орошения, складывается из тепла, затрачиваемого на образование потока флегмы g_x и равного теплу парциального конденсатора Q_d , и тепла конденсации и охлаждения паров ректификата от температуры t_{N_K} до t_x .

Для определения массы холодного орошения g_x рассмотрим тепловой баланс для потоков, охватываемых контуром II:

$$(g_{N_K} + D)H_{t_{N_K-1}} + g_x h_{t_x} = g_{N_K} h_{N_K} + (D + g_x)H_{t_{N_K}}$$

или

$$g_x (H_{t_{N_K}} - h_{t_x}) = g_{N_K} (H_{t_{N_K-1}} - h_{N_K}) + D (H_{t_{N_K-1}} - H_{N_K}). \quad (IV.46)$$

Правая часть уравнения (IV.46) соответствует теплу парциального конденсатора Q_d , т.е.

$$g_x (H_{t_{N_K}} - h_{t_x}) = g_x (H_{t_D} - h_{t_x}) = Q_d.$$

Откуда масса холодного испаряющегося орошения

$$g_x = \frac{Q_d}{H_{t_D} - h_{t_x}}. \quad (IV.47)$$

Из уравнения (IV.48) следует, что масса холодного испаряющегося орошения g_x будет тем меньше, чем ниже его температура t_x .

Сопоставив между собой уравнения (IV.44) и (IV.47), получим:

$$\frac{g_D}{g_x} = \frac{H_{t_D} - h_{t_x}}{H_{t_{N_K}} - h_{t_D}}.$$

В числителе слева стоит поток горячей флегмы g_D , стекающей из парциального конденсатора, который по сравнению с g_x будет тем больше, чем ниже температура холодного орошения t_x по сравнению с температурой верха колонны t_D . При подаче холодного орошения с температурой t_x , равной температуре верха колонны t_D , оба потока орошения практически равны.

Отвод тепла при помощи холодного испаряющегося орошения позволяет размещать конденсатор — холодильник на любой удобной для эксплуатации высоте колонны. При этом размеры и конструкция конденсатора не имеют ограничений, легче осуществляются его монтаж и ремонт.

Однако в отличие от парциального конденсатора для эксплуатации такой схемы отвода тепла требуется установка насосов и затрачивается дополнительно энергия для подачи орошения на верх колонны.

Кроме того, требуется на одну теоретическую тарелку больше (парциальный конденсатор эквивалентен одной теоретической тарелке).

Циркуляционное (неиспаряющееся) орошение. В предыдущем случае отвод тепла осуществлялся за счет испарения и последующей конденсации всего потока холодного орошения. Кроме того, в конденсатор поступали также пары ректификата, что увеличивало по сравнению с парциальным конденсатором количество тепла, отводимого в конденсаторе.

В нефтепереработке широкое распространение получил способ отвода тепла при помощи циркуляционного неиспаряющегося орошения (рис. IV-24, ,).

В случае циркуляционного неиспаряющегося орошения часть флегмы

$g_{\text{ц}}$ с верхней тарелки направляется в холодильник, где охлаждается и при температуре $t_{\text{ц}}$ возвращается на верхнюю тарелку. Здесь холодная флегма контактирует с парами $G_{N_{\text{к}}-1}$, поступающими с нижележащей тарелки при температуре $t_{N_{\text{к}}-1}$. В результате контакта паров с холодной флегмой пары охлаждаются до температуры $t_{N_{\text{к}}} = t_D$ и частично конденсируются, образуя поток флегмы $g_{N_{\text{к}}}$, необходимый для осуществления процесса ректификации. С верхней тарелки уходят пары ректификата D при температуре t_D . Иногда для лучшего контакта паров с циркулирующей флегмой $g_{\text{ц}}$ используют не одну, а две или три тарелки.

Состав циркуляционного орошения такой же, как и флегмы $g_{N_{\text{к}}}$, и в случае идеального контакта эти потоки находятся в равновесии с парами ректификата.

На верхней тарелке циркуляционное орошение нагревается за счет тепла конденсации паров от температуры $t_{\text{ц}}$ до температуры t_D и затем, охлаждаясь в холодильнике, отдает это же количество тепла.

Чтобы определить количество циркуляционного орошения, составим уравнение теплового баланса для потоков, охватываемых контуром I :

$$(g_{N_{\text{к}}} + D)H_{t_{N_{\text{к}}-1}} + g_{\text{ц}}h_{t_{\text{ц}}} = g_{N_{\text{к}}}h_{t_D} + g_{\text{ц}}h_{t_D} + DH_{t_D}$$

или

$$g_{\text{ц}}(h_{t_D} - h_{t_{\text{ц}}}) = g_{N_{\text{к}}}(H_{t_{N_{\text{к}}-1}} - h_{t_D}) + D(H_{t_{N_{\text{к}}-1}} - H_{t_D}). \quad (\text{IV.48})$$

В правой части уравнения (IV.48) имеем тепло Q_d , отнимаемое при парциальной конденсации, которое в данном случае отводится в холодильнике циркуляционным орошением.

Таким образом

$$g_{\text{ц}}(h_{t_D} - h_{t_{\text{ц}}}) = Q_d$$

и

$$g_{\text{ц}} = \frac{Q_d}{h_{t_D} - h_{t_{\text{ц}}}}. \quad (\text{IV.49})$$

Из уравнения (IV.49) видно, что масса циркуляционного неиспаряющегося орошения тем меньше, чем ниже его температура $t_{\text{ц}}$.

Из уравнений (IV.47) и (IV.49) получим следующее соотношение:

$$\frac{g_{\text{ц}}}{g_{\text{х}}} = \frac{H_{t_D} - h_{t_{\text{х}}}}{h_{t_D} - h_{t_{\text{ц}}}}.$$

Поскольку $H_{t_D} > h_{t_D}$, то при одинаковых температурах холодного испаряющегося и циркуляционного неиспаряющегося орошений $t_{\text{х}} = t_{\text{ц}}$, получаем, что $g_{\text{ц}} > g_{\text{х}}$. С увеличением температуры t_D доля скрытой теплоты конденсации снижается, и различие масс $g_{\text{ц}}$ и $g_{\text{х}}$ уменьшается. При $t_{\text{х}} > t_{\text{ц}}$ масса циркуляционного орошения $g_{\text{ц}}$ может оказаться меньше, чем масса холодного испаряющегося орошения $g_{\text{х}}$.

Циркуляционное неиспаряющееся орошение чаще всего применяется при переработке агрессивного сырья, особенно в присутствии водяного пара, так как в этих условиях наиболее интенсивной коррозии подвергаются конденсаторы и в меньшей степени холодильники.

Выбор того или иного способа отвода тепла в верху колонны определяется особенностями эксплуатации, свойствами перерабатываемого сырья и экономическими соображениями.

По аналогии могут быть проанализированы и другие схемы отвода тепла, встречающиеся на практике: парциальная конденсация с переохлаждением флегмы, отбор второго потока дистиллята из контура циркуляционного орошения и др.

НІ І СІ АЎ І І ААІ АА ОАІ ЕА А І ЕÇ ЕІ ЕІ І І Ъ

Для проведения процесса ректификации необходимо в низ колонны подвести тепло. При этом часть жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны, испаряется, образуя необходимый для процесса ректификации встречный поток паров. Подвод тепла может быть осуществлен различными способами.

На установках газоразделения для подвода тепла применяют змеевики или пучки труб, вмонтированные непосредственно в корпус колонны (рис. IV-25, а). При таком способе подвода тепла флегма g_1 , имеющая температуру t_1 , стекает с нижней тарелки в низ колонны, где ей сообщается тепло через поверхность, размещенную под уровнем жидкости. Подведенное тепло испаряет часть этой жидкости, образуя поток паров G_w , имеющих температуру t_w , и нагревает остаток от температуры t_1 до t_w . Пары G_w находятся в равновесии с уходящим из колонны остатком W , и поэтому работа кипятильника эквивалентна одной теоретической тарелке. Змеевики и пучки труб целесообразно применять лишь при сравнительно небольшой поверхности теплообмена и при переработке чистых и некоррозионных сред.

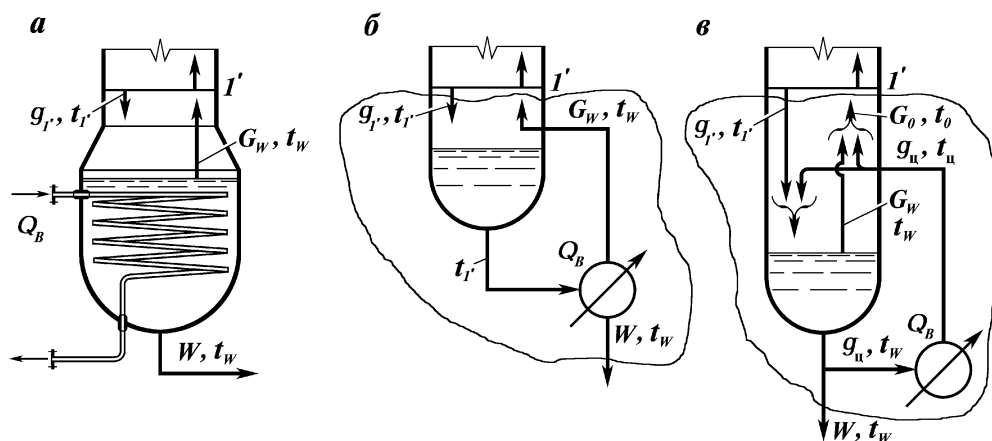


Рис. IV-25. Схемы основных способов подвода тепла в низ колонны:

а — змеевик теплообменных труб; б — подогреватель с паровым пространством; , — горячая струя

Поэтому в промышленности наиболее часто реализуются способы подвода тепла в следующих аппаратах: подогревателе с паровым пространством (парциальный испаритель); теплообменном аппарате без парового пространства с последующим ОИ нагретого потока в низу колонны (так называемая горячая струя).

Схемы обоих способов подвода тепла в низ колонны приведены на рис. IV-25, б, в.

Для сообщения необходимого количества тепла используются специальные выносные аппараты: подогреватели с паровым пространством (рибойлеры), трубчатые теплообменники, трубчатые печи и др.

Подогреватель с паровым пространством. Схема этого способа подвода тепла дана на рис. IV-25, б. В этом случае g_1 — жидкость, покидающая колонну (стекающая с нижней тарелки), поступает в подогреватель с паровым пространством, где ее температура увеличивается от t_1 до температуры кипения остатка t_w . Образовавшиеся пары G_w поступают из парового пространства кипятильника в колонну, образуя восходящий поток паров. Пары G_w находятся в равновесии с уходящим из кипятильника остатком W . Таким образом, подогреватель с паровым пространством эквивалентен одной теоретической тарелке.

Для определения количества подводимого тепла Q_B необходимо рассмотреть тепловой баланс для нижней части колонны:

$$(G_w + W)h_{t_1} + Q_B = G_w H_{t_w} + W h_{t_w}$$

или

$$Q_B = G_w(H_{t_w} - h_{t_1}) + W(h_{t_w} - h_{t_1}). \quad (\text{IV.50})$$

Таким образом, сообщаемое в подогревателе тепло расходуется на образование потока паров G_w и нагрев их и кубового остатка от температуры t_1 до t_w .

При небольшой разности температур низа колонны t_1 и остатка t_w вторым слагаемым в уравнении (IV.50) можно пренебречь. Тогда количество тепла, подведенного в кипятильник, определится из следующего приближенного уравнения:

$$Q_B \approx G_w(H_{t_w} - h_{t_1}). \quad (\text{IV.51})$$

Поскольку t_1 незначительно отличается от t_w (одна теоретическая тарелка), разность энтальпий, стоящая в уравнении (IV.51) в скобках, приближенно равна скрытой теплоте испарения $q_{\text{исп}}$, и величину Q_B можно определить по уравнению

$$Q_B \approx G_w q_{\text{исп}}.$$

Горячая струя. Этот способ подвода тепла (рис. IV-25, в) применяется в тех случаях, когда нагрев остатка обычными теплоносителями (водяной пар и др.) не представляется возможным или целесообразным. Для сообщения тепла Q_B циркулирующему потоку жидкости $g_{\text{ц}}$ служит теплообменный аппарат той или иной конструкции (трубчатая печь, трубчатый теплообменник и т.п.).

Тепло в низ колонны подводится при помощи циркулирующей горячей струи, нагретой до определенной температуры. При этом часть жидкости $g_{\text{ц}}$ из низа колонны при температуре t_w прокачивается через тепло-

обменный аппарат, где ее температура увеличивается от t_w до $t_{\text{ц}}$ за счет подвода тепла Q_B . При этой температуре жидкость возвращается из теплообменника под нижнюю тарелку колонны, где происходит ее ОИ и смешение с потоком стекающей с нижней тарелки жидкости, что необходимо для образования потока паров G_w . Из низа колонны часть потока жидкости выводится в качестве остатка W , а остальная часть $g_{\text{ц}}$ возвращается в подогреватель. Под нижнюю тарелку поступает пар G_0 , образовавшийся при смешении испарившейся части $g_{\text{ц}}$ и паров G_w .

В этом случае тепловой баланс для нижней части колонны будет иметь вид

$$Q_B + (G_0 + W)h_{t'} = G_0H_{t_0} + Wh_{t_w},$$

откуда

$$Q_B = G_0(H_{t_0} - h_{t'}) + W(h_{t_w} - h_{t'}).$$

Расчет процесса ОИ при вводе циркулирующего потока горячей струи $g_{\text{ц}}$ производится при температуре $t_{\text{ц}}$ и давлении $\pi_{\text{н}}$ в нижней части колонны.

Поскольку $t_{t'} \approx t_w \approx t_0$, то

$$Q_B \approx G_0(H_{t_0} - h_{t'}) \approx G_0q_{\text{исп}}.$$

Соответственно

$$Q_B \approx g_{\text{ц}}(h_{t_{\text{ц}}} - h_{t_w}),$$

откуда

$$g_{\text{ц}} = \frac{Q_B}{h_{t_{\text{ц}}} - h_{t_w}},$$

где $h_{t_{\text{ц}}}$ — энтальпия парожидкостного потока после теплообменного аппарата.

При повышении температуры циркулирующей горячей струи $t_{\text{ц}}$ ее масса уменьшается.

ВЛИЯНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ ВВОДИМОГО СЫРЬЯ НА РАБОТУ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Нормальная работа ректификационной колонны с получением ректификата и остатка заданных составов может быть обеспечена при различных состояниях сырья, подаваемого в колонну. Сырье может быть подано как в состоянии подогретой до температуры кипения жидкостью, так и перегретыми парами. Тепловое состояние сырья существенно влияет на потоки паров и жидкости в секции питания колонны и на работу колонны в целом (см. рис. IV-8), обуславливает необходимость съема определенного количества тепла в конденсаторе Q_d и (или) подвода тепла в кипятильнике Q_B .

На рис. IV-26 даны схемы потоков паров и флегмы в секции питания колонны для двух крайних случаев подачи сырья: в жидком и паровом

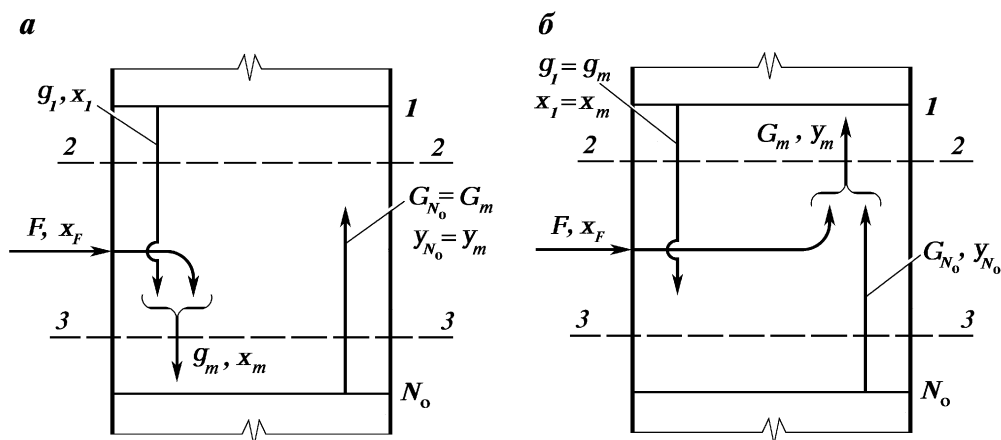


Рис. IV-26. Схема потоков в секции питания колонны при подаче сырья в жидком (а) и паровом (б) состояниях

состояниях; аналогичную схему для парожидкостного питания см. на рис. IV-8.

При подаче в колонну жидкости, недогретой до температуры начала кипения (рис. IV-26, а), весь поток сырья ($g_F = F$) смешивается в секции питания с потоком флегмы g_1 , стекающей с верхней тарелки концентрационной части колонны. На верхней тарелке отгонной части колонны сырьевой поток должен нагреваться до более высокой температуры за счет конденсации части паров, поступающих на эту тарелку. При этом весь поток паров, покидающий верхнюю тарелку отгонной части колонны, поступает в концентрационную часть колонны в неизменном состоянии, т.е. $G_{N_0} = G_m$ и $y_{N_0} = y_m$.

Если сырье поступает в колонну при температуре начала кипения, т.е. только в жидкой фазе ($e = 0$), то, как и в предыдущем случае, весь паровой поток из отгонной части колонны будет поступать в концентрационную часть колонны в неизменном состоянии. Однако вследствие более высокой температуры нагрева сырья степень конденсации паров на верхней тарелке отгонной части колонны будет меньше.

При вводе в колонну сырья в парожидкостном состоянии, т.е. при доле отгона $0 < e < 1$, в секции питания колонны происходит смешение паровых и жидкостных потоков сырья как из отгонной, так и из концентрационной частей колонны (см. рис. IV-8). Поэтому при прохождении секции питания колонны происходит изменение составов как жидкости x_1 , стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны, так и паров y_{N_0} , поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны. В общем случае $x_1 \neq x_m$ и $y_{N_0} \neq y_m$.

Если температура сырья, поступающего в колонну, будет равна температуре его полного однократного испарения, то все сырье будет вводиться в колонну в виде насыщенных паров при $e = 1$ и $G_F = F$. В этом случае в отгонную часть колонны поступает флегма только из концентрационной части колонны и поэтому $g_1 = g_m$ и $x_1 = x_m$, а поток паров G_m состава y_m является результатом смешения (рис. IV-26, б).

При нагреве сырья выше температуры полного однократного испарения произойдет перегрев паров. Как и в предыдущем случае, потоки будут характеризоваться схемой, приведенной на рис. IV-26, б. Отличие будет состоять в том, что тепло перегрева паров должно быть снято в верхней части колонны при их контактировании с более холодной флегмой, стекающей по тарелкам концентрационной части колонны. Очевидно, чтобы не допустить чрезмерного повышения температуры флегмы, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны, необходимо увеличить массу этой флегмы или понизить температуру флегмы в вышележащих сечениях концентрационной части колонны.

Рассмотренные особенности работы колонны при различных температурах вводимого сырья существенно влияют на размеры самой колонны, конденсатора и кипятильника, а также на расход и параметры теплоносителя и хладагента (температуру и давление). Поэтому для каждого случая должны быть выбраны оптимальные условия.

Из материального и теплового балансов колонны имеем

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*} = \text{const} < 1.$$

Отсюда

$$h_F < H_D^* = h_{t_D} + \frac{Q_d}{D};$$

$$h_F = \varepsilon H_D^* + (1 - \varepsilon) h_W^* = \varepsilon H_{t_D} + (1 - \varepsilon) h_{t_W} + \varepsilon \frac{Q_d}{D} - (1 - \varepsilon) \frac{Q_B}{W}.$$

Кроме того,

$$h_F = \frac{Q_d - Q_B}{F} = \text{const.} \quad (\text{IV.52})$$

При изменении температуры вводимого сырья будет изменяться его энтальпия h_F , что потребует соответствующего изменения величин Q_d и Q_B . Как следует из приведенных выражений, с повышением температуры сырья (h_F увеличивается) количество отбираемого в конденсаторе тепла Q_d должно также увеличиваться. При этом возрастает поток флегмы в концентрационной части колонны, а количество подводимого в кипятильнике тепла Q_B уменьшается в соответствии с уравнением (IV.52). Однако величина Q_d не может быть меньше количества тепла, соответствующего минимальному паровому числу согласно уравнению (IV.24).

Аналогично при подаче более холодного сырья величина Q_d будет уменьшаться, приводя к уменьшению потока флегмы в концентрационной части колонны. Однако этот поток не может быть меньше, чем определяемый по уравнению (IV.23). Соответственно теплоподвод Q_B в кипятильнике должен возрасти.

Таким образом, с увеличением температуры вводимого в колонну сырья масса орошения в концентрационной части колонны также увеличивается.

Поэтому наименьшим поток орошения будет при питании колонны жидкостью, недогретой до начала кипения, а наибольшим — при питании колонны перегретым паром.

При увеличении доли отгона (температуры) сырья увеличивается общий расход тепла, особенно на нагрев и испарение сырья, хотя и уменьшается количество тепла, подводимого в кипятильнике.

Обычно при выборе доли отгона сырья принимают режим, который с учетом как работы самой колонны, так и других факторов, является в некотором смысле оптимальным.

Так, например, поскольку температура сырья меньше температуры низа колонны, то для его нагрева в целом ряде случаев можно использовать менее высокотемпературный, а следовательно, и более дешевый теплоноситель. В случае же использования одинакового теплоносителя, например в трубчатой печи, для передачи одного и того же количества тепла сырью и остатку нагрев сырья может потребовать меньшей поверхности теплообмена вследствие большей разности температур.

Необходимо учитывать также возможность регенерации части тепла отходящих с установки потоков, что может обусловить целесообразность работы ректификационной колонны при $e > 0$.

На таких установках, как каталитический крекинг и замедленное коксование, пары из реактора в перегретом состоянии подают непосредственно в ректификационную колонну.

Таким образом, для выбора оптимального режима ректификационной колонны требуется всесторонний анализ, учитывающий ряд факторов: расход тепла и холода, наличие соответствующих теплоносителей и хладагентов, требуемые поверхности кипятильника, нагревателя сырья и конденсатора, размеры колонны и др.

ВЛИЯНИЕ ДАВЛЕНИЯ НА ПРОЦЕСС РЕКТИФИКАЦИИ

Выбор давления в ректификационной колонне обусловлен главным образом необходимым температурным режимом: давление в колонне повышается по сравнению с атмосферным, когда необходимо повысить температуру в колонне, или понижается путем создания вакуума, когда температура в колонне должна быть снижена.

Необходимость повышения температуры, а следовательно, и давления в ректификационных колоннах возникает при разделении компонентов с низкими температурами кипения, например, при ректификации таких низкомолекулярных углеводородов, как пропан, бутан, изобутан, пентан и др.

Путем подбора соответствующего давления в ректификационной колонне обеспечивают такой температурный режим, при котором для конденсации паров ректификата в качестве охлаждающих агентов можно использовать дешевые и легко доступные хладагенты — воду и атмосферный воздух. Так, например, при получении в качестве ректификата пропана при работе колонны под атмосферным давлением температура верха колонны будет равна -42°C , тогда как при повышении давления до 1,9 МПа она возрастет до $+55^{\circ}\text{C}$, что позволит использовать в конденсаторе воду.

Увеличение температуры верха колонны при соответствующем повышении в ней давления приводит к уменьшению поверхности конденсатора вследствие роста средней разности температур между конденсирующимися парами ректификата и охлаждающим агентом.

Вместе с тем при повышении давления в колонне увеличивается и температура остатка, отбираемого из низа колонны. Это приводит к увеличению поверхности кипятильника вследствие уменьшения средней разности температур между теплоносителем и нижним продуктом колонны или к необходимости применения более высокотемпературного и более дорогого теплоносителя.

Кроме того, давление в ректификационной колонне может быть обусловлено также работой других аппаратов технологической установки, а также сопротивлением аппаратов и коммуникаций, расположенных после ректификационной колонны.

Понижение давления в ректификационной колонне путем создания вакуума позволяет снизить температуру в колонне, что бывает необходимо при разделении компонентов, обладающих высокими температурами кипения или термической нестабильностью. Так, например, благодаря созданию вакуума можно при температурах менее 400 °С осуществить ректификацию масляных дистиллятов, температуры кипения которых при атмосферном давлении могут превышать 500 °С, обеспечивая ведение процесса без заметного разложения. В случае ректификации с водяным паром применение вакуума позволяет существенно сократить расход водяного пара.

Как было отмечено ранее, давление системы влияет также на коэффициенты относительной летучести компонентов смеси. Для большинства смесей эта характеристика с понижением давления увеличивается. Однако, в некоторых случаях может наблюдаться и обратная зависимость. Увеличение коэффициента относительной летучести благоприятно сказывается на процессе ректификации, позволяя снизить количество орошения, уменьшить число тарелок в колонне или повысить четкость разделения компонентов.

Наиболее значительно ухудшаются условия ректификации в области высоких давлений, близких к критическому. В этом случае кривая равновесия фаз становится пологой, так как величина коэффициента относительной летучести приближается к единице.

Давление в ректификационной колонне влияет также на ее производительность. С увеличением давления удельная производительность колонны растет. Однако при этом необходима большая толщина стенки корпуса колонны, кроме того, увеличиваются затраты на перекачку сырья, орошения и др.

Из вышеизложенного следует, что величина давления в ректификационной колонне существенно влияет на ряд показателей ее работы, приводя к улучшению одних и ухудшению других. Поэтому при выборе давления в колонне в каждом конкретном случае необходимо проводить всесторонний анализ. При этом основным критерием, как правило, является обеспечение благоприятного режима.

РАСЧЕТ ТЕМПЕРАТУР В РАЗЛИЧНЫХ СЕЧЕНИЯХ КОЛОННЫ

В случае ректификации бинарных смесей, включая работу колонны с вводом водяного пара, для расчета температур могут быть использованы изобарные температурные кривые.

Однако следует иметь в виду, что давления в различных сечениях

колонн, работающих под атмосферным и более низким давлением, могут существенно различаться, что связано с гидравлическим сопротивлением контактных устройств $\Delta p_{к.у}$. Так, давление в секции питания (рис. IV-27) будет

$$\pi_{\Pi} = \pi_{\text{в}} + \Delta p'_{к.у},$$

а в низу колонны

$$\pi_{\text{н}} = \pi_{\text{в}} + \Delta p'_{к.у} + \Delta p''_{к.у} = \pi_{\text{в}} + \Delta p_{к.у},$$

где $\pi_{\text{в}}$ — давление в верху колонны; $\Delta p'_{к.у}$ и $\Delta p''_{к.у}$ — сопротивление соответственно контактных устройств концентрационной и отгонной частей колонны.

При большом сопротивлении контактных устройств величина (значение) давления π_{Π} и $\pi_{\text{н}}$ могут быть больше давления $\pi_{\text{в}}$ в несколько раз. Это обстоятельство необходимо учитывать при расчете температур в соответствующих частях колонны, поскольку повышение давления приводит к росту температур.

Обычно в первую очередь определяют температуры верха колонны $t_{\text{в}}$, низа колонны $t_{\text{н}}$ и ввода сырья в колонну t_F .

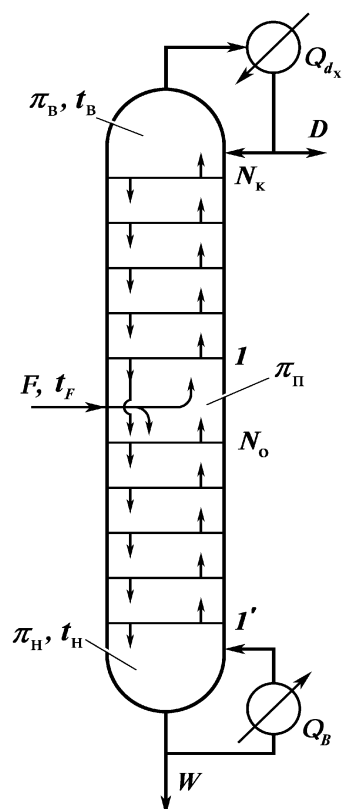
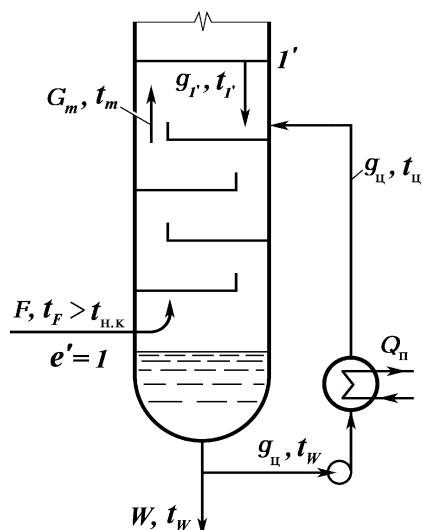


Рис. IV-27. Схема к расчету температур и давлений в основных сечениях колонны

Рис. IV-28. Схема нижней части колонны при подаче сырья в виде перегретых паров



Температуру верха колонны t_b определяют методом последовательных приближений по уравнению изотермы паровой фазы, считая, что пары ректификата в верху колонны находятся при температуре начала конденсации и давления π_b :

$$\sum_{i=1}^n \frac{Y_{i,D}}{K_{i,b}} = 1,$$

в котором константы равновесия $K_{i,b}$ при давлении π_b определяются приближенно $K_{i,b} = P_i(t_b)/\pi_b$.

Температуру низа колонны t_n рассчитывают по уравнению изотермы жидкой фазы, считая, что продукт находится при температуре кипения под давлением π_b :

$$\sum_{i=1}^n K_{i,n} x_{i,W} = 1, \quad (\text{IV.53})$$

где константы равновесия $K_{i,n}$ при давлении π_n определяют приближенно $K_{i,n} = P_i(t_n)/\pi_n$. Из уравнения (IV.53) температуру низа колонны t_n определяют методом последовательных приближений.

При заданной доле отгона сырья e' его температуру t_F определяют по уравнению (III.7) или (III.9), а в случае сложных смесей — по уравнению (III.15) или (III.18) в зависимости от величины e' . Константы равновесия рассчитывают при давлении π_n .

Аналогично могут быть рассчитаны температуры и в других сечениях колонны.

При работе колонны с вводом водяного пара температуры в соответствующих сечениях колонны рассчитывают при парциальном давлении углеводородов.

Особый случай представляет питание колонны перегретыми парами, температура t_F которых выше температуры начала их конденсации $t_{n,k}$ (рис. IV-28).

Пары, поступающие на ректификацию, должны быть в насыщенном состоянии. Тепло перегрева паров Q_n снимают путем циркуляции жидкого потока g_{π} , который в теплообменнике отдает полученное от паров тепло соответствующему технологическому потоку. При этом принимают, что пары G_m , поступающие на ректификацию, и отходящий кубовый остаток W находятся в равновесии, т.е. $t_m = t_w \approx t_1$.

Уравнение теплового баланса для нижней части колонны запишется в следующем виде:

$$(F + g_{\pi} - W)H_{t_m} + Wh_{t_w} + Q_n = g_{\pi}h_{t_1} + FH_{t_F}$$

или

$$Q_n = F(H_{t_F} - H_{t_m}) - g_{\pi}(H_{t_m} - h_{t_1}) + W(H_{t_m} - h_{t_w}).$$

Если принять, что $g_{\pi} \approx W$, то

$$Q_n \approx F(H_{t_F} - H_{t_m}). \quad (\text{IV.54})$$

В уравнении (IV.54) разность энтальпий соответствует увеличению энтальпии паров сырья при их перегреве.

Из теплового баланса теплообменника получим массу циркулирующего потока

$$g_{\text{ц}} = \frac{Q_{\text{п}}}{h_{tW} - h_{t\text{ц}}}.$$

Таким образом, в этом случае температуры в нижней части колонны определяются массой $g_{\text{ц}}$ и температурой $t_{\text{ц}}$ циркулирующего потока холодной флегмы.

ОСОБЕННОСТИ РАБОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ С ВВОДОМ ВОДЯНОГО ПАРА

Ввод водяного пара в ректификационную колонну обусловлен желанием снизить температуру процесса, с тем чтобы избежать разложения нефтепродукта (перегонка мазута, тяжелых нефтяных остатков и т.п.). Температура кипения жидкости может быть снижена также понижением давления в аппарате путем создания вакуума. В нефтепереработке часто применяют оба этих способа понижения температуры кипения смеси.

Во многих случаях водяной пар вводят под нижнюю тарелку отгонной части ректификационной колонны, чтобы испарить часть жидкости в низу колонны, образовать восходящий поток паров и обеспечить процесс ректификации в нижней части колонны. Особенно это практикуется в тех случаях, когда подвести тепло в низ колонны через кипятильник не представляется возможным или когда не требуется высокой четкости разделения и ввод водяного пара позволяет более просто оформить процесс ректификации.

При высокой температуре низа колонны подвод тепла через кипятильник в целом ряде случаев требует применения специальных высокотемпературных теплоносителей, использование которых для установок большой единичной мощности зачастую не представляется возможным.

Подвод тепла с помощью кипятильника в ряде случаев исключается, так как при высокой температуре в низу колонны может произойти термическое разложение продукта: мазута, гудрона, высококипящих дистиллятов и т.п.

При вводе в низ колонны водяного пара парциальное давление паров углеводородов снижается, что способствует испарению жидкости (ее кипению) при более низкой температуре. Тепло, необходимое для испарения жидкости, отнимается от самой жидкости, вследствие чего ее температура понижается.

Водяной пар вместе с парами испарившихся углеводородов на тарелке, расположенной выше, вступает в массообмен с жидкостью. В соответствии с законом Дальтона масса паров углеводородов, получаемых при вводе водяного пара, определяется уравнением (II.32):

$$G = \frac{pM_G Z}{18(\pi - P)}.$$

Поскольку величина P зависит от состава жидкости и ее температуры, то при постоянном расходе водяного пара Z масса перешедших в парообразное состояние углеводородов будет тем больше, чем больше содержится НКК в жидкости и чем выше ее температура.

Рассмотрим более подробно работу отгонной части ректификационной колонны, работающей без кипятильника и с вводом водяного пара.

В жидкости, стекающей с тарелки на тарелку в отгонной части колонны, при вводе водяного пара концентрация НКК убывает в направлении сверху вниз. В этом же направлении убывает давление и температура вследствие испарения части жидкости на каждой тарелке. Поэтому в соответствии с вышеприведенным уравнением при постоянных расходе водяного пара Z и внешнем давлении π количество углеводородных паров, поднимающихся с соответствующей тарелки, будет уменьшаться по направлению сверху вниз.

Следовательно, для нижней части колонны, работающей без кипятильника и с вводом водяного пара, характерным является уменьшение массы паров от тарелки к тарелке в направлении сверху вниз, что приводит к снижению эффекта ректификации в нижней части колонны. Вследствие этого эффективно работают только верхние тарелки отгонной части колонны и даже значительное увеличение числа тарелок не позволяет существенно снизить содержание НКК в остатке. Возможность же повышения четкости ректификации в нижней части колонны лимитируется расходом водяного пара. Чем больше вводится водяного пара для образования потока углеводородных паров, тем до более низкой температуры охлаждается остаток и, соответственно, возрастает расход водяного пара. Поэтому расход водяного пара быстро достигает своего оптимального значения.

Практикой работы установок на нефтеперерабатывающих заводах установлено, что доля паров, образованных при помощи водяного пара, не должна превышать 25–35 % массы остатка.

Отмеченная выше особенность изменения массы паров по высоте отгонной части колонны, работающей с вводом водяного пара, приводит к тому, что рабочая линия на диаграмме x – y обращена своей выпуклостью к линии равновесия, что, как известно, приводит к снижению средней движущей силы процесса массообмена. Поэтому при работе колонны с вводом водяного пара для получения одного и того же состава остатка требуется большее число тарелок, чем в случае работы колонны с кипятильником. Отгонную часть колонны, работающую с вводом водяного пара без кипятильника, рассчитывают следующим образом (рис. IV-29). Вначале в соответствии с указанной выше рекомендацией

$$\frac{G_{N_0}}{W} \leq 0,25 + 0,35$$

задаются количеством паров G_{N_0} , поднимающихся с верхней тарелки в эвапорационную часть колонны. После выбора величины G_{N_0} определится и масса потока флегмы g_m (и g_1), поступающей на верхнюю тарелку отгонной части колонны, поскольку

$$g_m = g_1 + g_F = W + G_{N_0}.$$

При ограничении массы паров G_{N_0} в случае работы с вводом водяного пара ограничивается и масса флегмы $g_m = g_1 + g_F$, хотя составляющие потоки g_1 и g_F могут изменяться в некоторых пределах.

Уравнение материального баланса нижней части колонны для НКК имеет вид:

$$Wx_W + G_{N_0}y_{N_0} = g_1x_1 + g_Fx_F^* = g_mx_m.$$

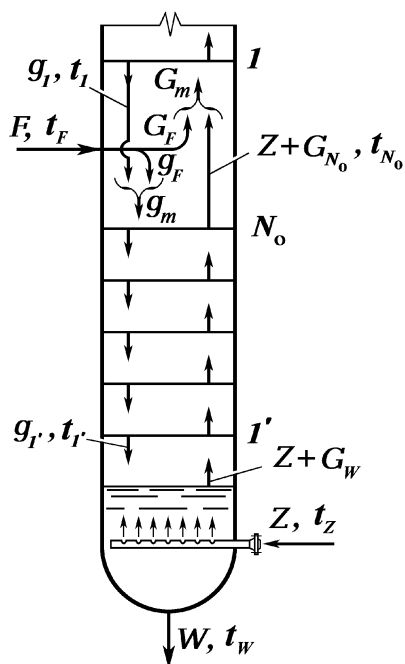


Рис. IV-29. Схема нижней части колонны, работающей с вводом водяного пара

В этом уравнении все величины известны, кроме y_{N_0} и x_1 . Величиной x_1 можно задаться, приняв ее значение несколько больше x_F^* . Последующим расчетом концентрационной части колонны величина x_1 уточняется.

Затем следует задаться расходом водяного пара. Принятая величина расхода водяного пара может быть уточнена при расчете числа тарелок в отгонной части колонны.

Тепловой баланс нижней части колонны, работающей с вводом водяного пара, записывается следующим образом:

$$g_F h_{t_F} + g_1 h_{t_1} + Z H_{t_Z} = G_{N_0} H_{t_{N_0}} + Z H_{t_{N_0}} + W h_{t_W}.$$

Из этого уравнения необходимо определить энтальпию остатка h_{t_W} , а затем и его температуру t_W . Для рассматриваемого случая характерно, что температура остатка t_W будет ниже температуры t_m жидкости, поступающей на верхнюю тарелку отгонной части колонны, так как тепло, необходимое для образования потока паров, отнимается от самого остатка при его испарении:

$$h_{t_W} = \frac{g_F h_{t_F} + g_1 h_{t_1} - G_{N_0} H_{t_{N_0}} + Z (H_{t_Z} - H_{t_{N_0}})}{W}.$$

Поскольку в колонну обычно подается перегретый водяной пар, то

$$H_{t_z} - H_{t_{N_0}} = C_z(t_z - t_{N_0})$$

и

$$h_{t_w} = \frac{g_F h_{t_F} + g_1 h_{t_1} - G_{N_0} H_{t_{N_0}} + Z C_z(t_z - t_{N_0})}{W}.$$

Расход водяного пара обычно невелик и составляет 1,5–3 % массы исходного сырья. Поэтому вносимое водяным паром тепло также мало и заметной роли в образовании потока паров в нижней части колонны не играет. По этой же причине начальная температура водяного пара, поступающего в нижнюю часть колонны, на тепловом балансе сказывается мало, причем она может быть как выше, так и ниже температуры получаемого остатка. Однако важно, чтобы водяной пар был перегретым или сухим насыщенным, так как вследствие значительной теплоты испарения влаги наличие даже небольшого ее количества приведет к сильному охлаждению остатка и уменьшению массы паров G_{N_0} . Температуры t_F , t_1 и t_{N_0} определяются изложенными методами с учетом парциального давления углеводородов.

При малом расходе водяного пара масса углеводородных паров будет мала, рабочая линия будет крутой, а необходимое число теоретических тарелок значительно возрастет. С увеличением расхода водяного пара число тарелок уменьшится, однако вследствие увеличения общего объема паров возрастет диаметр колонны. Кроме того, увеличится поверхность конденсатора и расход хладагента.

Рассмотрим особенности работы верхней части колонны при вводе водяного пара. Водяной пар в концентрационной части колонны снижает парциальное давление углеводородов. Поэтому при общем давлении в колонне π температура системы снижается по сравнению с колонной, работающей без водяного пара.

Если в отгонной части колонны парциальное давление углеводородов значительно изменяется по высоте, то в концентрационной части это изменение сравнительно невелико, так как обычно масса флегмы, а следовательно, и паров по высоте концентрационной части колонны меняется мало. Все расчеты температур и числа тарелок при парциальном давлении углеводородов выполняются так же, как в отсутствие водяного пара.

Ведение процесса с водяным паром увеличивает общий объем паров и приводит к необходимости иметь колонну большего диаметра.

Рассмотренные выше особенности работы колонны с вводом водяного пара остаются справедливыми, если вместо водяного пара использовать газ, который при условиях ведения процесса не содержится в жидкой фазе, например азот, двуокись углерода, метан и др.

РЕКТИФИКАЦИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

При разделении бинарной смеси путем ректификации обычно достаточно одной простой колонны, чтобы получить заданные составы ректификата и остатка. Лишь в специальных случаях (получение чи-

стых веществ и др.) приходится применять более сложные варианты колонн.

При разделении многокомпонентной смеси приходится выделять несколько целевых продуктов (фракций), к составу которых предъявляются определенные требования. Это обуславливает необходимость применения нескольких простых колонн, соединенных определенным образом, что и определяет последовательность выделения компонентов или соответствующих фракций из смеси. Поскольку каждая простая колонна делит смесь на два продукта, то для разделения смеси, состоящей из n компонентов (фракций), необходимо иметь $n - 1$ простых колонн. С увеличением числа компонентов системы возможное число вариантов взаимного соединения простых колонн быстро возрастает.

На рис. IV-30 приведены схемы вариантов соединения простых колонн: последовательный по потокам ректификатов, последовательный по потокам остатков, последовательно-параллельный и с рециркуляцией потоков при разделении многокомпонентной смеси на несколько продуктов (фракций).

Последовательное соединение колонн может осуществляться как по потокам остатков, когда остаток данной колонны поступает на ректификацию в следующую, а остаток в виде готового продукта получают только в последней колонне (рис. IV-30, а), так и по потокам ректификатов, когда ректификат данной колонны направляется в следующую, а в качестве готового продукта выводится ректификат только из последней колонны (рис. IV-30, б).

Последовательно-параллельное соединение колонн (см. рис. IV-30, в) состоит в том, что колонны соединены последовательно: одна часть по потокам ректификатов, другая — по потокам остатков.

С рециркуляцией одного или нескольких продуктов при разделении многокомпонентной смеси применяют (см. рис. IV-30, г, ж), если рециркулируемые потоки не являются товарными продуктами для данной технологической схемы.

Комбинируя приведенные выше варианты соединения простых колонн, изменяя последовательность выделения тех или иных компонентов, а также их отбор в виде ректификата или в виде остатка, можно получать различные схемы для ректификации многокомпонентной смеси.

Так (см. рис. IV-30), например, переход от последовательного по потокам ректификатов к последовательно-параллельному соединению простых колонн позволяет получить в виде ректификата как первый (колонна II), так и третий (колонна III) компоненты. Последовательное же соединение колонн по потокам остатков позволяет выделить три компонента в виде ректификатов. Это имеет важное практическое значение, когда к получаемым продуктам предъявляются специальные требования, например, по механическим примесям и др.

Выбор конкретного варианта соединения колонн обуславливается как технологическими требованиями к перерабатываемым продуктам, так и экономическими показателями, определяющими затраты на ректификацию.

Если смесь разделяют на меньшее число продуктов, чем содержится компонентов в смеси (некоторые компоненты могут быть выделены в виде фракций), то число колонн будет меньше, чем в случае выделения каждого компонента в отдельности. Это характерно для установок АВТ, вторичной перегонки бензинов, ректификации продуктов каталитического крекинга и др., где целевыми являются фракции, кипящие в сравнительно широком интервале температур.

На нефтеперерабатывающих заводах нашли применение *сложные колонны*, представляющие собой систему простых колонн, соединенных в один агрегат (рис. IV-31).

Такая сложная колонна отвечает схеме последовательного соединения простых колонн по потокам ректификатов (см. рис. IV-30, б). Она представляет собой колонну I, на которой как бы установлены концентрационные части колонн II и III. Таким образом, получилась одна основная колонна, включающая концентрационные части всех трех колонн и отгонную часть колонны I. Отгонные части колонн II и III выполнены в виде отдельных аппаратов, называемых *отпарными колоннами* или *стриппинг-секциями*. Отпарные колонны связаны с основной колонной потоками жидкости и пара.

Такая сложная колонна требует меньше места для своей установки и нуждается только в одном насосе для подачи орошения. Однако при такой

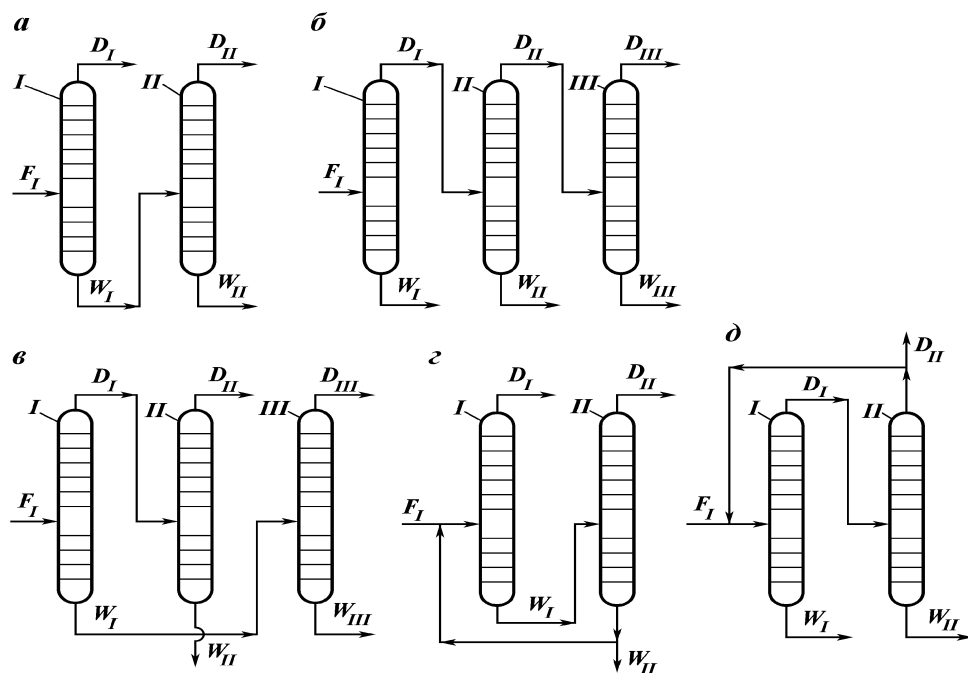


Рис. IV-30. Схемы основных способов соединения простых колонн при ректификации многокомпонентной смеси:

a — последовательное по потокам остатка; *б* — последовательное по потокам ректификата; *в* — последовательно-параллельное; *г* — с рециклом остатка; *д* — с рециклом ректификата; *I–III* — условные номера колонн

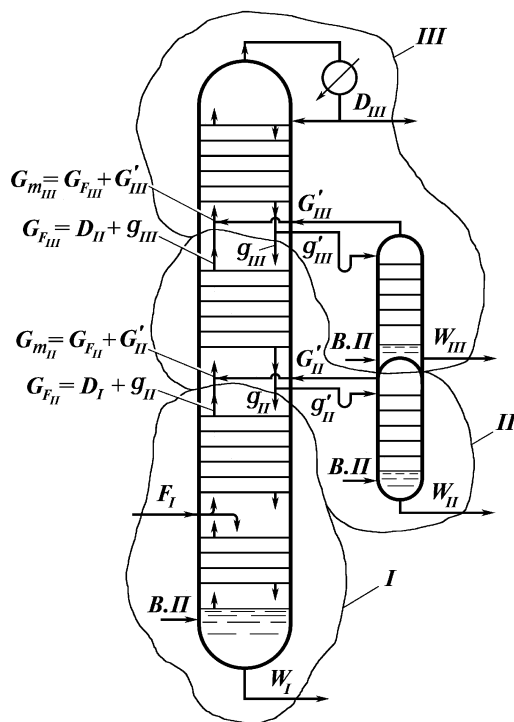


Рис. IV-31. Схема сложной колонны для ректификации четырехкомпонентной смеси:

I–III — контуры, выделяющие части сложной колонны, аналогичные (по номерам) колоннам, приведенным на рис. IV-31, б

конструкции увеличивается высота колонны и обслуживающих ее металлоконструкций. Кроме того, потоки всех секции колонны жестко взаимосвязаны, что осложняет четкое разделение продуктов W_{II} и W_{III} и одновременное обеспечение их качества.

В такой сложной колонне процесс протекает следующим образом. Флегма, образованная при конденсации паров на верху колонны, последовательно перетекает с тарелки на тарелку в контуре, соответствующем концентрационной части колонны III . Достигнув нижней тарелки этой колонны, флегма делится на два потока. Один поток g'_{III} отводится в отпарную секцию колонны III , где получается продукт W_{III} . Второй поток флегмы g_{III} перетекает на верхнюю тарелку колонны II , являясь орошением для этой колонны.

Пары G'_{III} из отгонной секции колонны III возвращаются под нижнюю тарелку концентрационной части этой колонны. Аналогично протекает процесс и в других колоннах II и I .

При отводе всего тепла только на верху сложной колонны поток орошения должен быть достаточным, чтобы обеспечить необходимое флегмовое число во всех нижерасположенных секциях колонны. Однако вследствие отбора боковых погонов в сложной колонне масса паров увеличивается сверху вниз, а масса орошения — снизу вверх. Таким образом, наибольшее флегмовое число в сложной ректификационной колонне соответствует верхней секции (III колонна), и в направлении сверху вниз оно уменьшается, что ухудшает процесс ректификации.

Для обеспечения более равномерного распределения потоков паров и флегмы по высоте сложной колонны, разгрузки вышележащих сечений и регенерации тепла съем части тепла с целью образования дополнительного потока флегмы производят *промежуточным циркуляционным орошением* в одном-двух сечениях на верху соответствующих простых колонн (рис. IV-32). Поток промежуточного циркуляционного орошения (ПЦО) $g_{ц}$ при температуре $t_{ц1}$ прокачивается через регенеративный теплообменник, где отдает количество тепла $Q_{ПЦО}$, например нефти, и при более низкой тем-

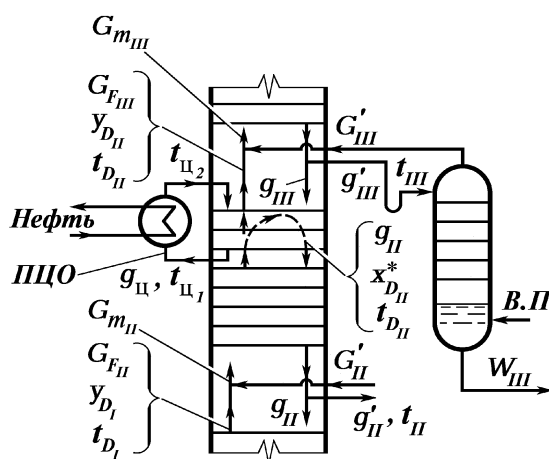


Рис. IV-32. Схема отвода тепла промежуточным циркуляционным орошением (ПЦО)

пературе $t_{ц2}$, поступает на верхнюю тарелку концентрационной части соответствующей простой колонны. Поднимающиеся снизу пары контактируют с более холодной циркулирующей флегмой и частично конденсируются, образуя дополнительный поток флегмы, который присоединяется к потоку флегмы g_{III} и создает поток орошения g_{II} .

Массу ПЦО рассчитывают по уравнению (IV.49). Обычно для организации ПЦО используются 2–4 тарелки.

Каждую секцию сложной колонны рассчитывают как соответствующую часть простой колонны, имея в виду, что пары ректификата секции, расположенной ниже, поступают на ректификацию в секцию, расположенную выше.

Применение сложных колонн оправдано в основном в тех случаях, когда требуется относительно невысокая четкость разделения, например, при выделении широких по температурам кипения фракций.

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Схема потоков в простой колонне, разделяющей многокомпонентную смесь, принципиально не отличается от потоков в колонне для разделения бинарной смеси (рис. IV-5). Однако в отличие от бинарной системы в многокомпонентной смеси содержится компонент, имеющий самую низкую температуру кипения (самую высокую относительную летучесть), т.е. НКК, компонент с наибольшей температурой кипения (наименьшей относительной летучестью), т.е. ВКК, а также компоненты, которые по температурам кипения (относительным летучестям) располагаются между НКК и ВКК. Это вносит целый ряд особенностей в расчет и поведение компонентов при ректификации.

При ректификации многокомпонентной смеси материальный и тепловой балансы для колонны в целом можно составить таким же образом, как и при ректификации бинарной смеси; то же самое относится и к материальному балансу для любого i -го компонента многокомпонентной смеси или для суммы нескольких компонентов.

Материальный баланс по колонне в целом для любого компонента или для суммы нескольких компонентов записывается следующим образом:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_{i,F} - x_{i,W}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{\sum_{i=1}^k x_{i,F} - \sum_{i=1}^k x_{i,W}}{\sum_{i=1}^k y_{i,D} - \sum_{i=1}^k x_{i,W}} \quad (\text{IV.55})$$

и

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = \frac{y_{i,D} - x_{i,F}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{\sum_{i=1}^k y_{i,D} - \sum_{i=1}^k x_{i,F}}{\sum_{i=1}^k y_{i,D} - \sum_{i=1}^k x_{i,W}} \quad (\text{IV.56})$$

При этом

$$\sum y_{i,D} = \sum x_{i,W} = \sum x_{i,F} = 1. \quad (\text{IV.57})$$

Из приведенных уравнений следует, что при заданном составе исходной смеси $x_{i,F}$ концентрации любого компонента в продуктовых потоках $y_{i,D}$ и $x_{i,W}$ не могут назначаться произвольно, а должны в первую очередь обеспечивать соответствующий относительный отбор ректификата (остатка), одинаковый по всем компонентам смеси или по сумме нескольких компонентов.

По аналогии с ректификацией бинарных смесей можно записать следующее уравнение материально-теплого баланса, справедливое для любого компонента смеси:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_{i,F} - x_{i,W}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*} \quad (\text{IV.58})$$

и

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = \frac{y_{i,D} - x_{i,F}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{H_D^* - h_F}{H_D^* - h_W^*}. \quad (\text{IV.59})$$

Следует обратить внимание на то обстоятельство, что отношения энтальпий не зависят от номера компонента i , тогда как отношения концентраций выполняются для любого компонента — i данной смеси.

Материальный баланс для любого компонента в произвольном сечении $I-I$ концентрационной части колонны (см. рис. IV-5, контур I), определяющий уравнение рабочей линии, записывается следующим образом:

$$\frac{g}{D} = \frac{y_{i,D} - y_i}{y_i - x_i} \quad (\text{IV.60})$$

или через флегмовое число $R = g/D$

$$y_i = \frac{R}{R+1} x_i + \frac{y_{i,D}}{R+1}.$$

Уравнение теплового баланса для того же контура I запишется в виде

$$\frac{g}{D} = \frac{H_D^* - H}{H - h}. \quad (\text{IV.61})$$

Объединив уравнения (IV.60) и (IV.61), получим уравнение материально-теплового баланса для контура I :

$$\frac{g}{D} = \frac{y_{i,D} - y_i}{y_i - x_i} = \frac{H_D^* - H}{H - h}.$$

В любом сечении 4-4 отгонной части колонны (см. рис. IV-5, контур IV) материальный баланс для произвольного i -го компонента, определяющий уравнение рабочей линии, запишется так:

$$\frac{W}{G} = \frac{y_i - x_i}{x_i - x_{i,W}} \quad (\text{IV.62})$$

или с использованием парового числа

$$y_i = \frac{\Pi+1}{\Pi} x_i - \frac{x_{i,W}}{\Pi}.$$

Уравнение теплового баланса для того же контура *IV* запишется в виде

$$\frac{W}{G} = \frac{H-h}{h-h_W^*}. \quad (\text{IV.63})$$

Из уравнений (IV.62) и (IV.63) можно записать объединенное уравнение материально-теплового баланса:

$$\frac{W}{G} = \frac{y_i - x_i}{x_i - x_{i,W}} = \frac{H-h}{h-h_W^*}.$$

Соответственно, введя внутреннее флегмовое число $\Phi = g/G$, можем по аналогии с уравнением (IV.19) записать обобщенное уравнение рабочей линии для обеих частей ректификационной колонны:

$$y_i = \Phi x_i + (1 - \Phi) x_{i,p}.$$

Уравнение равновесия запишем в виде

$$y_i = K_i x_i; \quad x_i = \frac{y_i}{K_i}$$

или

$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum_j \alpha_j x_j}; \quad x_i = \frac{y_i / \alpha_i}{\sum_j y_j / \alpha_j}.$$

Записанная система уравнений материального, теплового балансов и равновесия позволяет выполнить расчет всех параметров ректификации при разделении многокомпонентной смеси: составов продуктов, флегмовых чисел, чисел теоретических тарелок, распределений концентраций и температур по тарелкам колонны и др. Однако вследствие необходимости выполнения большого объема вычислений, их высокой точности и целого ряда особенностей многокомпонентной ректификации, существенно отличающих ее от ректификации двухкомпонентных смесей, в общем случае задача решается лишь итерационными методами с использованием электронных вычислительных машин.

Эти основные отличительные особенности состоят в следующем:

1. Заранее нельзя задать составы продуктов колонны, которые бы удовлетворяли всем приведенным уравнениям. Это связано с тем, что уравнения материально-теплового баланса колонны (IV.55) – (IV.59) должны удовлетворяться также и при условии получения соответствующих продуктовых концентраций $y_{i,D}$ и $x_{i,W}$ при расчете их по уравнениям рабочей линии и равновесия. Однако эти расчетные концентрации, как правило, не будут равны заданным, хотя последние и выбирались с учетом уравнений (IV.55) – (IV.59). Поэтому задать можно только две из них, например концентрацию какого-либо компонента или сумму концентраций компонентов

в ректификате и в остатке, а на другие концентрации только наложить ограничения типа больше или меньше. Расчетный состав продуктов будет определяться методом последовательных приближений (итераций) по уравнениям материального, теплового балансов и равновесия.

2. В колонне нет ни одного сечения, в котором составы потоков флегмы и паров совпадали бы полностью с составами жидкости g_F и паров G_F , полученными при однократном испарении сырья. Поэтому составы флегмы $x_{i,m}$ и паров $y_{i,m}$ можно точно установить, лишь выполнив расчет соответствующих частей колонны и определив составы: 1) флегмы $x_{i,1}$, стекающей с первой тарелки концентрационной части колонны, и 2) паров y_{i,N_0} , поднимающихся из отгонной секции колонны. При точном расчете это, в свою очередь, заставляет прибегать к методу последовательных приближений. Иногда делается допущение, что $x_{i,F}^* = x_{i,1} = x_{i,m}$ и $y_{i,F}^* = y_{i,N_0} = y_{i,m}$. Однако при этом возникают определенные ограничения, связанные с расчетными составами получаемых продуктов $y_{i,D}$ и $x_{i,W}$.

3. Поскольку в смеси наряду с НКК и ВКК находятся промежуточные по температурам кипения компоненты, изменение их концентраций по высоте аппарата может иметь специфическую особенность: в каком-то промежуточном сечении соответствующей части колонны они могут проходить через максимум (минимум). Максимальное содержание НКК и ВКК, как и в бинарной ректификации, будет приходиться для НКК на ректифи-

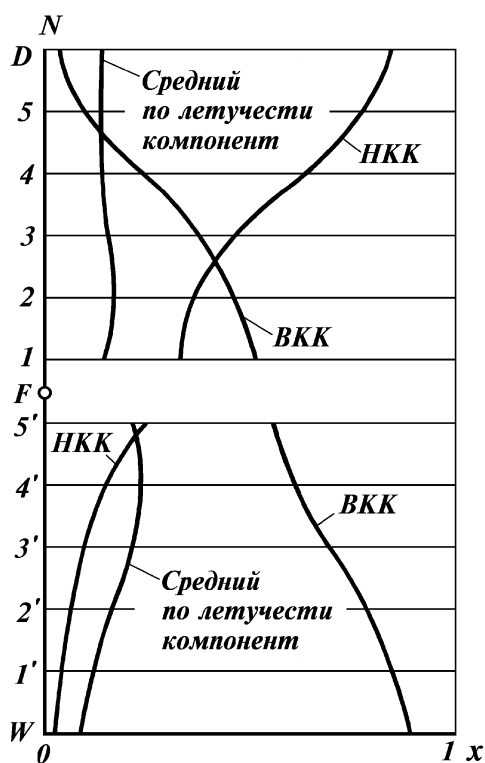


Рис. IV-33. Графическое распределение концентраций компонентов по высоте колонны при разделении трехкомпонентной смеси: 1', 2', ..., 5', 1, 2, ..., 5 — номера тарелок

кат, а для ВКК — на остаток. Пример такого распределения компонентов дан на рис. IV-33 для трехкомпонентной смеси.

Как видно, концентрация НКК увеличивается снизу вверх, в том же направлении уменьшается концентрация ВКК. Концентрация же среднего по летучести компонента на тарелке 4' отгонной части и на тарелке 2 концентрационной части колонны проходит через максимум. При этом концентрация среднего по летучести компонента практически не изменилась в пределах всей концентрационной части колонны и даже несколько снизилась в ректификате по сравнению с его содержанием на первой тарелке концентрационной части колонны.

Это обстоятельство требует тщательной формулировки ограничений на составы продуктов колонны и контроля их выполнения в процессе расчета, так как в противном случае можно получить продукт худшего по примесным компонентам качества при большем числе тарелок в колонне.

Вместе с тем это же позволяет определить то сечение колонны, в котором концентрация данного компонента будет максимальной, и обеспечить в этом сечении вывод продукта в виде дополнительного бокового потока сложной колонны.

Из изложенного вытекает, что точный расчет ректификации многокомпонентной смеси требует большого объема вычислений, в принципе является итерационным и для своего выполнения требует применения электронных вычислительных машин.

Поэтому в настоящее время применяются также различные приближенные методы расчета, в которых используются некоторые допущения (постоянство флегмового числа, постоянство относительной летучести по высоте рассматриваемой части колонны, эмпирические зависимости между флегмовым числом и числом теоретических тарелок и др.).

РАСЧЕТ РЕЖИМА ПОЛНОГО ОРОШЕНИЯ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Рассмотрим ректификацию многокомпонентной смеси (рис. IV-22) в случае работы колонны при полном возврате флегмы ($R \rightarrow \infty$). В этом случае число тарелок в колонне будет минимальным (N_{\min}). Обозначим число ступеней изменения концентраций, включая кипятыльник через S_{\min}

$$S_{\min} = N_{\min} + 1.$$

Примем, что коэффициент относительной летучести $\alpha_{i,j}$ для любой пары компонентов i и j остается постоянным по высоте рассчитываемой части колонны.

Согласно уравнению равновесия для любой n -й тарелки можем записать выражения:

$$y_{i,n} = K_{i,n} x_{i,n} \quad \text{и} \quad y_{j,n} = K_{j,n} x_{j,n}.$$

Разделив левую и правую части первого уравнения соответственно на левую и правую части второго уравнения и приняв во внимание, что $\alpha_{i,j} = K_{i,n} / K_{j,n}$, получим

$$\frac{y_{i,n}}{y_{j,n}} = \alpha_{i,j} \frac{x_{i,n}}{x_{j,n}}. \quad (\text{IV.64})$$

Из уравнения рабочей линии имеем

$$x_{i,n+1} = y_{i,n} \quad \text{и} \quad x_{j,n+1} = y_{j,n}. \quad (\text{IV.65})$$

Подставив значения концентраций $y_{i,n}$ и $y_{j,n}$ из уравнения (IV.65) в уравнение (IV.64), получим соотношение

$$\frac{x_{i,n+1}}{x_{j,n+1}} = \alpha_{i,j} \frac{x_{i,n}}{x_{j,n}}. \quad (\text{IV.66})$$

Уравнение (IV.66) справедливо для любой пары компонентов многокомпонентной смеси и позволяет определить их концентрации на любой $(n + 1)$ -й тарелке колонны, если известны концентрации компонентов на нижележащей n -й тарелке, или наоборот.

Если варьировать номер тарелки от $n = 0$ (кипятильник) до n , присваивая n целые числа, то из уравнения (IV.66) получим

$$\frac{x_{i,n}}{x_{j,n}} = \alpha_{i,j}^n \frac{x_{i,0}}{x_{j,0}}. \quad (\text{IV.67})$$

С помощью уравнения (IV.67) можно рассчитать концентрации всех компонентов на любой тарелке колонны между двумя произвольными сечениями с номерами 0 и n .

С учетом разделительного действия кипятильника для всей колонны ($n = N_{\min} + 1$; $x_{i,n} = y_{i,D}$ и $x_{j,n} = y_{j,D}$; $x_{i,0} = x_{i,W}$ и $x_{j,0} = x_{j,W}$) уравнение (IV.67) запишется в виде

$$\frac{y_{i,D}}{y_{j,D}} = \alpha_{i,j}^{N_{\min}+1} \frac{x_{i,W}}{x_{j,W}} = \alpha_{i,j}^{S_{\min}+1} \frac{x_{i,W}}{x_{j,W}}. \quad (\text{IV.68})$$

Решив уравнение (IV.68) относительно числа теоретических контактных ступеней, получим

$$S_{\min} = N_{\min} + 1 = \frac{\lg \frac{y_{i,D}}{y_{j,D}} \frac{x_{j,W}}{x_{i,W}}}{\lg \alpha_{i,j}} = \frac{\lg \frac{\psi_i}{\psi_j}}{\lg \alpha_{i,j}}, \quad (\text{IV.69})$$

где

$$\psi_i = \frac{y_{i,D}}{x_{i,W}} = \frac{x_{i,D}}{x_{i,W}}$$

есть коэффициент распределения i -го компонента между ректификатом и остатком.

Можно представить, что в разделяемой многокомпонентной смеси имеется j -й компонент, для которого коэффициент распределения $\psi_j = 1$. Это может быть фактический компонент, который присутствует в смеси, или гипотетический компонент, который можно отождествить с некоторой температурой t_ϵ , так как коэффициент относительной летучести является функцией температуры. Компоненты, температуры кипения которых при давлении в системе, равном π , меньше температуры t_ϵ , будут преимущественно переходить в ректификат, а компоненты с температурами кипения выше t_ϵ будут в основном отбираться в остатке.

Температура t_ϵ определяет границу деления смеси между ректификатом и остатком и называется *температурой границы деления смеси*. Компонент, находящийся на этой границе, будет характеризоваться температурой кипения t_ϵ при давлении π и будет иметь одинаковые концентрации в ректификате и остатке.

Обозначив по отношению к этому компоненту коэффициент относительной летучести i -го компонента через $\alpha_{i,t}$, можем записать уравнение (IV.69) в виде

$$S_{\min} = \frac{\lg \psi_i}{\lg \alpha_{i,t}}. \quad (\text{IV.70})$$

При давлении системы π и температуре t_ϵ коэффициент относительной летучести $\alpha_{i,t}$ определяют, например, по соотношению $\alpha_{i,j} = P_i(t_\epsilon)/\pi$ или по уравнению (II.29).

Уравнение (IV.70) справедливо для любого компонента смеси. Если задать коэффициент распределения, например, k -го компонента, то уравнение (IV.70) можно записать так

$$\frac{\lg \psi_i}{\lg \alpha_{i,t}} = \frac{\lg \psi_k}{\lg \alpha_{k,t}},$$

откуда

$$\psi_i = \frac{x_{i,D}}{x_{i,W}} = \psi_k \frac{\lg \alpha_{i,t}}{\lg \alpha_{k,t}}. \quad (\text{IV.71})$$

Чтобы определить составы ректификата и остатка, необходимо знать температуру границы деления смеси t_ϵ .

Для нахождения температуры t_ϵ запишем составы продуктовых потоков для i -го компонента, воспользовавшись уравнением материального баланса (IV.55), в которое введен коэффициент распределения компонента $\psi_i = x_{i,D}/x_{i,W}$. Получим

$$x_{i,D} = \frac{x_{i,F} \psi_i}{1 + \epsilon(\psi_i - 1)}; \quad (\text{IV.72})$$

$$X_{i,W} = \frac{x_{i,F}}{1 + \varepsilon(\psi_i - 1)} = \frac{x_{i,D}}{\psi_i}. \quad (\text{IV.73})$$

Используя условия $\sum_i x_{i,D} = 1$ и $\sum_i x_{i,W} = 1$ можем записать следующие уравнения:

$$\sum_i \frac{x_{i,F} \psi_i}{1 + \varepsilon(\psi_i - 1)} = 1; \quad (\text{IV.74})$$

$$\sum_i \frac{x_{i,F}}{1 + \varepsilon(\psi_i - 1)} = 1. \quad (\text{IV.75})$$

Если ввести уравнение температурной зависимости $\alpha_{i,t}$, например, уравнение (II.29), записанное с использованием температуры t_ε в виде

$$\lg \alpha_{i,t} = \frac{t_i - t_\varepsilon}{273 + t_\varepsilon} \left(7,30 - 1,15 \lg \pi + \frac{273 + t_\varepsilon}{179 \lg \pi} \right), \quad (\text{IV.76})$$

то из уравнения (IV. 74) или (IV. 75) можно найти температуру t_ε методом последовательных приближений.

С этой целью задаются величиной t_ε , а затем рассчитывают коэффициенты относительной летучести для всех компонентов смеси по уравнению (IV.76). После этого определяют коэффициенты распределения компонентов по уравнению (IV.71) при заданном коэффициенте распределения k -го компонента ψ_k . Затем рассчитывают составы продуктов по уравнениям (IV.72) и (IV.73) и проверяют выполнение уравнения (IV.74) или (IV.75). В случае выполнения этих условий температура t_ε с заданной степенью точности определена правильно, а полученные составы продуктов колонны соответствуют заданному разделению. В противном случае задаются новым значением температуры t_ε и расчет повторяют в изложенной выше последовательности.

В результате расчета определяются полные составы ректификата ($x_{i,D}$) и остатка ($x_{i,W}$) при работе колонны в режиме полного орошения.

Если в смеси будут присутствовать компоненты с высокой относительной летучестью ($\alpha_{i,t} \rightarrow \infty$), то $x_{i,W} \approx 0$ и в составе ректификата появятся члены вида $x_{i,D} = x_{i,F} / \varepsilon$.

Если же в смеси будут малолетучие компоненты m , для которых $\alpha_{m,t} \rightarrow 0$, то $x_{m,D} \approx 0$ и в остатке появятся концентрации вида

$$x_{m,W} = \frac{x_{m,F}}{1 - \varepsilon}.$$

При расчетах в качестве начальных условий могут быть заданы любые две концентрации компонентов в продуктовых потоках или одна

концентрация в продуктовом потоке и величина S_{\min} (всего шесть вариантов).

Компоненты, концентрации которых заданы в продуктовых потоках и которые определяют результаты разделения смеси, называются *ключевыми*.

При любом способе задания исходных параметров процесса расчет ведут методом последовательных приближений с использованием приведенных уравнений, при этом добиваются выполнения уравнения (IV.74) или (IV.75).

ПРИБЛИЖЕННЫЙ МЕТОД РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ ПРИ РАБОЧЕМ ФЛЕГМОВОМ ЧИСЛЕ

В основе многих приближенных методов расчета ректификации многокомпонентных смесей лежит утверждение о том, что изменение числа тарелок и соответственно флегмового числа практически не сказывается на составах продуктов колонны. Это положение позволяет использовать составы продуктов колонны, найденные при бесконечном флегмовом числе для определения других параметров процесса ректификации: числа тарелок, флегмового числа и др.

При сделанных допущениях минимальное флегмовое число R_{\min} можно определить по следующим уравнениям Андервуда:

$$\sum_i \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q; \quad (\text{IV.77})$$

$$\sum_i \frac{\alpha_i x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1, \quad (\text{IV.78})$$

где q — отношение количества тепла, которое нужно сообщить сырью для перевода его в парообразное состояние, к теплоте испарения; θ — корень уравнения (IV.77).

Если сырье подают в парожидкостном состоянии, т.е. при некоторой доле отгона $0 \leq e \leq 1$, то $q = 1 - e$ и $1 - q = e$. При вводе сырья в виде кипящей жидкости $q = 1$, а при питании колонны насыщенным паром $q = 0$. Для перегретого пара $q < 0$, для недогретой до кипения жидкости $q > 1$.

В уравнениях (IV.77) и (IV.78) коэффициенты относительной летучести компонентов определяют при температуре ввода сырья в колонну t_F . Корни θ находятся между двумя смежными коэффициентами относительной летучести, т.е. $\alpha_i > \theta_i > \alpha_{i+1}$.

В общем виде зависимость между числом теоретических тарелок S , включая кипятильник и парциальный конденсатор, и флегмовым числом R может быть представлена кривой, приведенной на рис. IV-21.

Для определения координат точек этой кривой при ректификации многокомпонентных смесей можно использовать уравнение, обобщающее большой фактический материал:

$$Y = 1 - \exp\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \cdot \frac{X-1}{\sqrt{X}}\right), \quad (\text{IV.79})$$

где

$$Y = \frac{S - S_{\min}}{S + 1}; \quad X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}.$$

Пределами переменных X и Y являются ноль и единица.

График зависимости, соответствующей уравнению (IV.79), приведен на рис. IV-34.

Уравнение (IV.79) может быть использовано для определения оптимального флегмового числа и соответствующего ему оптимального числа теоретических тарелок. Если, например, в качестве критерия оптимальности использовать выражение $N(R+1)$, пропорциональное объему колонны, или $(N+1)(R+1)$, пропорциональное сумме капитальных и эксплуатационных затрат, то на базе уравнения (IV.79) можно получить, что $X_{\text{опт}} \approx 0,26$ и $Y_{\text{опт}} \approx 0,41$. Отсюда получим следующие выражения для расчета оптимальных величин флегмового числа и числа теоретических тарелок:

$$R_{\text{опт}} = 1,35R_{\min} + 0,35$$

и

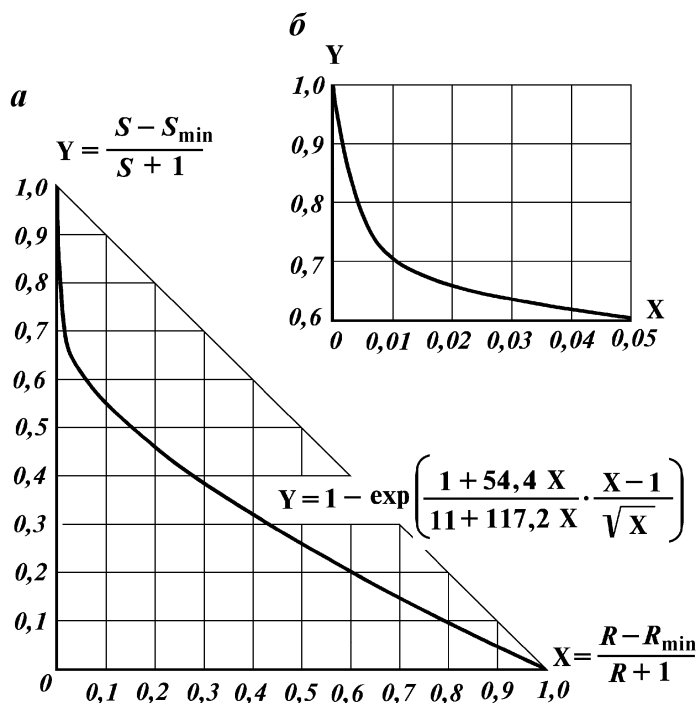


Рис. IV-34. График зависимости числа теоретических тарелок от флегмового числа по уравнению (IV. 79):

a — основной график; b — левая часть основного графика в крупном масштабе, обеспечивающая более точные расчеты

$$N_{\text{отг}} = 1,70N_{\text{мин}} + 0,70 .$$

Для определения места ввода питания в колонну используется приближенное соотношение:

$$\frac{N_{\text{к}}}{N_{\text{о}}} = \frac{N_{\text{к}}}{N - N_{\text{к}}} \approx \frac{N_{\text{мин. к}}}{N_{\text{мин. о}}} = \frac{N_{\text{мин. к}}}{1 - N_{\text{мин. к}}} , \quad (\text{IV.80})$$

где $N_{\text{к}}$, $N_{\text{о}}$ — число теоретических тарелок соответственно в концентрационной и отгонной частях колонны; $N_{\text{мин. к}}$, $N_{\text{мин. о}}$ — то же, для режима $R \rightarrow \infty$.

Чтобы определить величины $N_{\text{мин. к}}$ и $N_{\text{мин. о}}$, используют уравнения (IV.67) и (IV.68) в пределах изменения концентраций от $(x_{i,W})$ до $(x_{i,F}^*)$ для отгонной части колонны и от $(x_{i,F}^*)$ до $(y_{i,D})$ для концентрационной части, а также от $(x_{i,W})$ до $(y_{i,D})$ для всей колонны.

Обычно для ввода сырья предусматривают до 5 точек вблизи сечения, определяемого уравнением (IV.80).

АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ЧИСЛА ТАРЕЛОК В КОЛОННЕ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

При допущении о постоянстве относительных летучестей и флегмовых чисел по высоте соответствующей части колонны можно для расчета ректификации многокомпонентной смеси получить уравнения, аналогичные уравнениям для бинарных смесей, воспользовавшись преобразованиями исходных уравнений рабочей линии и равновесия, введенными Андервудом.

Запишем уравнение рабочей линии для любого компонента смеси (в дальнейшем с целью упрощения записи уравнений индекс номера компонента будет опущен) в сечении между n -й и $(n+1)$ -й тарелками:

$$y_n = \Phi x_{n+1} + (1 - \Phi)x_p .$$

Умножим левую и правую части уравнения рабочей линии на $\alpha/(\alpha - \theta)$ (где θ — пока неизвестный параметр, подлежащий определению) и просуммируем обе части уравнения по всем компонентам:

$$\sum \frac{\alpha y_n}{\alpha - \theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta} + (1 - \Phi) \sum \frac{\alpha x_p}{\alpha - \theta} . \quad (\text{IV.81})$$

Выберем параметр θ таким образом, чтобы последнее слагаемое обратилось в единицу, т. е.

$$\sum \frac{\alpha x_p}{\alpha - \theta} = \frac{1}{1 - \Phi} . \quad (\text{IV.82})$$

Уравнение (IV. 82) будет иметь следующий вид для соответствующих частей колонны:

для концентрационной

$$\sum \frac{\alpha y_D}{\alpha - \theta} = R + 1; \quad (\text{IV.83})$$

для отгонной

$$\sum \frac{\alpha x_W}{\alpha - \theta} = -\Pi. \quad (\text{IV.84})$$

С учетом уравнения (IV.82) уравнение (IV.81) примет вид

$$\sum \frac{\alpha y_n}{\alpha - \theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta} + 1. \quad (\text{IV.85})$$

Перенеся единицу в левую часть уравнения (IV.81) и приняв во внимание, что $\sum y_n = 1$, получим

$$\sum \frac{\theta y_n}{\alpha - \theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta}. \quad (\text{IV.86})$$

Параметр θ определяется из уравнений (IV.82) или (IV.83) и (IV.84) для соответствующей части колонны. Каждое из этих уравнений имеет столько корней θ , сколько компонентов в разделяемой смеси. Для любых двух корней θ , например θ_i и θ_j , уравнение (IV.86) можно записать следующим образом:

$$\left. \begin{aligned} \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_i} &= \theta_i \sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_i}, \\ \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_j} &= \theta_j \sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_j}. \end{aligned} \right\} \quad (\text{IV.87})$$

Разделим правые и левые части приведенных уравнений одну на другую

$$\frac{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_j}} = \frac{\theta_i \sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_i}}{\theta_j \sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_j}}. \quad (\text{IV.88})$$

Чтобы исключить суммы, стоящие в правой части уравнения (IV.88), выполним соответствующие преобразования уравнения равновесия:

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{\sum \alpha x_n}.$$

Умножим обе части уравнения равновесия на $1/(\alpha - \theta)$ и произведем суммирование по всем компонентам смеси:

$$\sum \frac{y_n}{\alpha - \theta} = \frac{1}{\sum \alpha x_n} \sum \frac{\alpha x_n}{\alpha - \theta}. \quad (\text{IV.89})$$

Выражение $\sum \alpha x_n$ вынесено за знак общей суммы, так как оно не зависит от индекса суммирования (номера компонента).

Для двух корней θ_i и θ_j из уравнения (IV.89) можем записать

$$\frac{\sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_j}} = \frac{\theta_i \sum \frac{\alpha x_n}{\alpha - \theta_i}}{\theta_j \sum \frac{\alpha x_n}{\alpha - \theta_j}}. \quad (\text{IV.90})$$

Из уравнений (IV.88) и (IV.90) получим соотношение

$$\frac{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_j}} = \frac{\theta_i \sum \frac{x_n}{\alpha - \theta_i}}{\theta_j \sum \frac{x_n}{\alpha - \theta_j}}. \quad (\text{IV.91})$$

По виду уравнение (IV.91) аналогично уравнению (IV.66), записанному для работы колонны при $R \rightarrow \infty$, в то время как уравнение (IV.91) справедливо для рабочего флегмового числа, т.е. $R < \infty$. Отношение корней θ_i/θ_j соответствует приведенной относительной летучести $\alpha_{i,j}^*$ компонентов i и j .

Для упрощения записи последующих уравнений введем функцию

$$E(x, \theta) = \sum \frac{\alpha x}{\alpha - \theta}.$$

Функция $E(x, \theta)$ является аналогом концентрации, но не самой концентрацией.

Тогда уравнение (IV.91) запишется в виде

$$\frac{E(x_{n+1}, \theta_i)}{E(x_{n+1}, \theta_j)} = \frac{\theta_i E(x_n, \theta_i)}{\theta_j E(x_n, \theta_j)}.$$

Давая n целые значения от 0 до $n-1$, получим уравнение связи между числом теоретических тарелок и составами в двух произвольных сечениях колонны:

$$\frac{E(x_n, \theta_i)}{E(x_n, \theta_j)} = \left(\frac{\theta_i}{\theta_j} \right)^n \frac{E(x_0, \theta_i)}{E(x_0, \theta_j)}.$$

Отсюда определяется число теоретических тарелок n между двумя произвольными сечениями колонны (для концентрационной и отгонной частей в отдельности, так как корни θ и концентрации различны)

$$n = \frac{\lg \frac{E(x_n, \theta_i) E(x_0, \theta_j)}{E(x_0, \theta_i) E(x_n, \theta_j)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}}.$$

Если в качестве одного из сечений, например, с номером ноль, выбрать сечение продуктового потока, то с учетом уравнения (IV.82) получим

$$n = \frac{\lg \frac{E(x_n, \theta_i)}{E(x_n, \theta_j)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}} .$$

С учетом действия кипяtilьника (или парциального конденсатора) число теоретических тарелок в соответствующей части колонны $n = N + 1$ определится из уравнения

$$N+1 = \frac{\lg \frac{E(x', \theta_i)}{E(x', \theta_j)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}} , \quad (IV.92)$$

где x' — концентрация жидкости, стекающей с нижней тарелки верхней части колонны ($x' = x_1$) для концентрационной части колонны, или концентрация жидкости, поступающей на верхнюю тарелку нижней части колонны ($x' = x_m$) для отгонной части колонны.

Уравнение (IV.92) может быть использовано для расчета числа тарелок в концентрационной $N = N_k$ и отгонной $N = N_o$ частях колонны. При этом для концентрационной части можно приближенно принять $x' = x_1 \approx x_F^*$, а для отгонной части $x' = x_m \approx x_F^*$, уточняя их последующим расчетом.

В уравнении (IV.92) влияние состава ректификата или остатка проявляется через посредство корней в соответствии с уравнениями (IV.82) — (IV.84).

При практическом использовании приведенных уравнений полные составы ректификата и остатка обычно вначале определяют тем или иным приближенным методом, например, при $R \rightarrow \infty$, уточняя их затем в процессе расчета. При проверочных расчетах, когда полные составы ректификата и остатка известны, определяют N или R и проверяют их на соответствие фактическим данным.

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТА СЛОЖНОЙ КОЛОННЫ ДЛЯ РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

Расчет сложной ректификационной колонны, разделяющей многокомпонентную смесь, требует специального подхода при составлении материальных балансов и определении составов потоков отдельных простых колонн, так как все потоки жестко взаимосвязаны.

Сложная колонна, представленная на рис. IV-31, состоит из трех простых колонн и соответствует их последовательному соединению по схеме, показанной на рис. IV-30, б. Эта сложная колонна предназначена для разделения на четыре продукта четырехкомпонентной смеси, в которой первый компонент соответствует НКК, а четвертый — ВКК.

Пары ректификата D_I первой колонны содержат компоненты 1–3 и примесь ВКК. Остаток первой колонны W_I в основном состоит из ВКК и содержит некоторое количество компонентов 1–3 в качестве примеси. В приближенных расчетах без большой погрешности принимают, что примесным компонентом в остатке является компонент 3, а содержанием компонентов 1 и 2 пренебрегают.

В колонну II из колонны I поступают пары ректификата D_I , состоящие из компонентов 1–3 с примесью ВКК. Кроме того, в колонну II поступают также пары орошения g_{II} , состоящие из компонентов 1–3 с примесью ВКК, а также пары G_{II} из стриппинг-секции, состоящие из компонентов 1–2 с примесью компонента 3, который в основном уходит с остатком W_{II} колонны II.

В результате процесса ректификации в колонне II получаются пары ректификата D_{II} , состоящие в основном из компонентов 1 и 2 с примесью компонента 3. Хотя в ректификате D_{II} может содержаться и компонент 4, его концентрация обычно мала и ею можно пренебречь. Остаток W_{II} колонны II в основном состоит из компонента 3 с примесью компонента 4, поступившего в колонну II вместе с ректификатом D_I , а также компонентов 1 и 2, из которых в основном присутствует компонент 2, имеющий более высокую температуру кипения, чем компонент 1. Поэтому во многих случаях при расчете колонны II содержанием компонента 1 в остатке W_{II} пренебрегают.

Из верха колонны III отбирают ректификат D_{III} , состоящий в основном из компонента 1 с примесью компонента 2, и остаток W_{III} , который в основном состоит из компонента 2 с примесью компонентов 1 и 3.

Рассмотрим уравнения материальных балансов для сложной колонны.

Материальный баланс для всей колонны по компоненту 1:

$$F_I x_{1,F_I} = D_{III} y_{1,D_{III}} + W_{III} x_{1,W_{III}} \quad (IV.93)$$

В уравнении (IV.93) нет потоков W_I и W_{II} , так как принято, что компонент 1 в них отсутствует.

Материальный баланс колонны по компонентам 1 и 2:

$$F_I (x_{1,F_I} + x_{2,F_I}) = D_{III} + W_{III} (1 - x_{3,W_{III}}) + W_{II} x_{2,W_{II}} \quad (IV.94)$$

В уравнении (IV.94) нет потока W_I , так как было принято, что компоненты 1 и 2 в нем отсутствуют.

Материальный баланс всей колонны по компонентам 1, 2 и 3:

$$F_I \sum_{i=1}^3 x_{i,F_I} = D_{III} + W_{III} + W_{II} (1 - x_{4,W_{II}}) + W_I x_{3,W_I} \quad (IV.95)$$

Кроме того, общий материальный баланс колонны имеет вид

$$F_I = D_{III} + W_{III} + W_{II} + W_I \quad (IV.96)$$

При заданных качествах получаемых из сложной колонны продуктов концентрации $y_{1,D_{III}}, x_{1,W_{III}}, x_{3,W_{III}}, x_{2,W_{II}}, x_{4,W_{II}}$ и x_{3,W_I} известны; кроме того, известен поток сырья F_I и концентрации в нем всех компонентов. Таким образом, имеем систему четырех уравнений с четырьмя неизвестными (потоки D_{III}, W_{III}, W_{II} и W_I), которые и определяются.

Рассмотрим теперь колонну I . Выход ректификата этой колонны D_I определится из выражения

$$D_I = F_I - W_I = D_{III} + W_{III} + W_{II}.$$

Состав ректификата D_I можно найти следующим образом. В ректификате D_I масса ВКК (компонент 4) должна быть такой, какая допустима в остатке W_{II} , т.е. $W_{II}x_{4,W_{II}}$. Отсюда концентрация компонента 4 в парах ректификата D_I будет равна $W_{II}x_{4,W_{II}} / D_I$, а концентрация компонентов 1–3 составит

$$y_{D_I} = \sum_{i=1}^3 y_{i,D_I} = 1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{D_I}.$$

Пары, покидающие колонну I , состоят из паров ректификата и сопровождающих их паров орошения g_{II} , т.е.

$$G_{F_{II}} = D_I + g_{II}.$$

Чтобы определить суммарную концентрацию компонентов 1–3 во флегме, примем, что содержание компонента 4 в потоке паров G'_{II} ничтожно мало. Тогда получим концентрацию компонента 4 в жидкости $g'_{II} = W_{II} + G'_{II}$, а следовательно, и в орошении g_{II}

$$x_{4,II} = \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{W_{II} + G'_{II}} = \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{g'_{II}}.$$

Таким образом, концентрация x_{II} компонентов 1–3 во флегме g_{II} будет равна

$$x_{II} = 1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{W_{II} + G'_{II}} = 1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{g'_{II}}.$$

Концентрация y_I тех же компонентов в потоке $G_{F_{II}} = D_I + g_{II}$ определится из уравнения

$$y_I = \frac{D_I \left(1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{D_I} \right) + g_{II} \left(1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{W_{II} + G'_{II}} \right)}{D_I + g_{II}}$$

или

$$y_I = 1 - \frac{W_{II} x_{4W_{II}} (g_{II} + G'_{II} + W_{II})}{(D_I + g_{II})(W_{II} + G'_{II})} = 1 - \frac{W_{II} x_{4W_{II}}}{D_I + g_{II}} \left(1 + \frac{g_{II}}{g'_{II}} \right).$$

Для определения концентраций y_I и x_{II} необходимо предварительно выбрать потоки g_{II} и G'_{II} . Последующим расчетом их можно скорректировать.

Число тарелок в колонне I выбирается с таким расчетом, чтобы обеспечить получение паров состава y_I . Аналогично определяются составы потоков для колонн II и III .

Следует отметить одну важную особенность работы сложной колонны. Если проследить, как изменяются при переходе от первой простой колонны к следующим потоки ректификата и орошения, то можно обнаружить, что в каждой последующей колонне (см. рис. IV-31, колонны I , II , III) поток ректификата убывает, тогда как поток орошения в том же направлении, наоборот, возрастает.

Увеличение потока флегмы от колонны I к колонне III объясняется тем, что колонны, расположенные выше, должны иметь такое количество флегмы, которое было бы достаточно не только для данной колонны, но и для колонн, расположенных ниже. Такое взаимно противоположное изменение количества ректификата и орошения в сложной колонне обуславливает резкое изменение флегмового числа, которое может уменьшаться в несколько раз при переходе от вышерасположенной простой колонны к нижерасположенным.

Значительно уменьшается также суммарная концентрация низкокипящих компонентов в парах, поступающих в вышерасположенные колонны, что обуславливается тем, что эти пары в значительной своей части состоят из паров орошения, в которых содержание НКК относительно невелико. Вместе с тем это существенно облегчает работу отпарных секций, что особенно важно в случае, когда отпаривание НКК производится без подвода тепла, а только за счет подачи в отпарные секции водяного пара. Низкая концентрация НКК в парах, поступающих на ректификацию данной секции сложной колонны, осложняет работу концентрационных частей колонны, однако это обстоятельство компенсируется высоким флегмовым числом.

Для расчета простых колонн, входящих в состав сложной колонны, также могут быть использованы методы расчета, изложенные ранее, с привлечением упрощающих допущений, упомянутых в данном разделе. При этом надо иметь в виду ту особенность, что питанием вышерасположенных колонн (II и III) служат пары, поступающие из нижерасположенных колонн (I и II) и из стриппинг-секций данной колонны (см. рис. IV-31 и IV-32). В общем случае расчет выполняется на ЭВМ с привлечением итерационных методов.

ОСОБЕННОСТИ РАБОТЫ СЛОЖНОЙ КОЛОННЫ С ПРОМЕЖУТОЧНЫМ ОРОШЕНИЕМ

Как было показано выше, сложная колонна, представляющая собой систему последовательно соединенных простых колонн, характеризуется той особенностью, что для каждой простой колонны в направ-

лении движения паров поток ректификата уменьшается, а поток флегмы увеличивается. По этой причине последние по ходу паров простые колонны работают с большими флегмовыми числами g/D , а первые, наоборот, с малыми.

Чтобы уменьшить разницу во флегмовых числах колонн, расположенных как выше, так и ниже, а также регенерировать часть тепла, в промышленности получила распространение схема работы сложной колонны с *промежуточным циркуляционным орошением* (ПЦО). Такая схема организации промежуточного циркуляционного орошения на верху колонны II дана на рис. IV-32.

Подобная схема работы колонны позволяет:

- 1) увеличить регенерацию тепла (в промежуточном сечении, где осуществляется циркуляционное орошение, температура потока $t_{ц}$ выше температуры верха колонны, хотя количество тепла, которое можно регенерировать в этом сечении, меньше, чем в верхнем сечении);
- 2) уменьшить количество паров, поднимающихся в расположенную выше простую колонну, и, следовательно, уменьшить ее диаметр;
- 3) уменьшить тепловую нагрузку конденсатора – холодильника в верху колонны вследствие сокращения количества орошения в этой части колонны.

Однако при промежуточном циркуляционном орошении проявляются два отрицательных момента:

- 1) уменьшается флегмовое число в вышерасположенной колонне (см. рис. IV-31, колонна III), что должно быть скомпенсировано некоторым увеличением числа тарелок в колонне;
- 2) увеличивается концентрация НКК в парах $G_{m,III}$, поступающих в колонну III, а следовательно, и в жидкости g'_m , перетекающей в отпарную секцию колонны III, что осложняет работу этой секции.

Количество промежуточного циркуляционного орошения может изменяться в сравнительно широких пределах. В соответствии с этим изменяется и масса флегмы g_{III} , перетекающей в качестве орошения в колонну II из колонны III. Масса этой флегмы будет максимальной при отсутствии ПЦО. С увеличением количества циркуляционного орошения масса флегмы g_{III} уменьшается. Очевидно, максимальный отвод тепла ПЦО соответствует такому режиму работы, когда масса флегмы $g_{III} = 0$, т.е. когда все тепло, необходимое для образования орошения колонны II, отводится с помощью ПЦО. В этом случае из колонны II поступают пары, масса которых равна массе ректификата этой колонны без сопровождающих паров орошения.

Таким образом, ПЦО выполняет роль парциального конденсатора, установленного в промежуточном сечении колонны.

Количество тепла, отводимое ПЦО в соответствующем сечении колонны, обосновывается расчетом для каждого конкретного случая. Подобное циркуляционное орошение может быть осуществлено в соответствующем сечении верхней части простой колонны. Однако следует учитывать, что, чем ниже расположена данная простая колонна, тем меньше флегмовое число и меньше ресурсы тепла, которое может быть регенерировано с помощью промежуточного циркуляционного орошения.

Таким образом, чем ниже расположена простая колонна, тем меньше эффект от организации ПЦО, хотя с точки зрения температуры потока, тепло которого используется, применение ПЦО в нижних колоннах является более целесообразным.

Эффективность организации промежуточного циркуляционного орошения зависит также от соотношения между выходами ректификата и остатка расположенной выше колонны, а также от относительной массы паров G'_{III}/W_{III} , которые поднимаются из отгонной части колонны, расположенной выше сечения, где организуется ПЦО.