

Лекция 13

РАСЧЕТ ДИАМЕТРА И ВЫСОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС КОЛОННЫ СХЕМЫ УСТАНОВОК ДЛЯ НЕПРЕРЫВНОЙ, ПЕРИОДИЧЕСКОЙ, ЭКСТРАКТИВНОЙ И АЗЕОТРОПНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

Для разделения жидких смесей в многотоннажных производствах используется непрерывная ректификация. Особенностью ее применения является постоянство расхода и состава питающей смеси. Для проведения непрерывной ректификации требуется дополнительное количество контрольных и регулирующих приборов по сравнению с периодической ректификацией. С другой стороны снижение расходов из-за использования нормализованных колонн и теплообменников, проведение процессов в стационарных условиях, постоянство расходов греющего пара и оборотной воды в непрерывной ректификации позволяет более эффективно управлять процессом и не требует постоянного контроля качества продуктов. В настоящее время непрерывная ректификация находит все большее применение в химической промышленности.

В зависимости от температуры кипения разделяемых жидкостей ректификацию проводят под атмосферным давлением (температуры кипения $30\text{ }^{\circ}\text{C}\div 150\text{ }^{\circ}\text{C}$), при повышенном давлении (например, для сжиженных газов), в вакууме (при разделении высококипящих жидкостей).

Для непрерывной ректификации используется установка, схема которой представлена на Рис.13.1. Исходная жидкая смесь из емкости 1 подается в колонну 3 на тарелку питания, предварительно нагретая в подогревателе 2, как правило, до температуры кипения. В ректификационной колонне осуществляется разделение смеси: стекающая по тарелкам жидкость обогащается высококипящим компонентом, а в паре, поднимающимся вверх, увеличивается концентрация низкокипящего компонента. Выходящий из колонны пар попадает в дефлегматор 5, где конденсируется и поступает в сборник 6. Конденсат разделяется на 2 потока:

- флегму, которая подается насосом обратно в колонну;
- дистиллят, после охлаждения в холодильнике 7, стекающий в сборник 9.

Жидкость, собирающаяся в нижней части колонны, также делится на 2 потока:

- кубовый остаток, после охлаждения в холодильнике 8, стекающий в сборник 10;
- кубовую жидкость, поступающую на испарение в кипятильник 4. Образующий пар подается в низ колонны, обеспечивая восходящий поток пара, необходимый для интенсивного массообмена на тарелках.

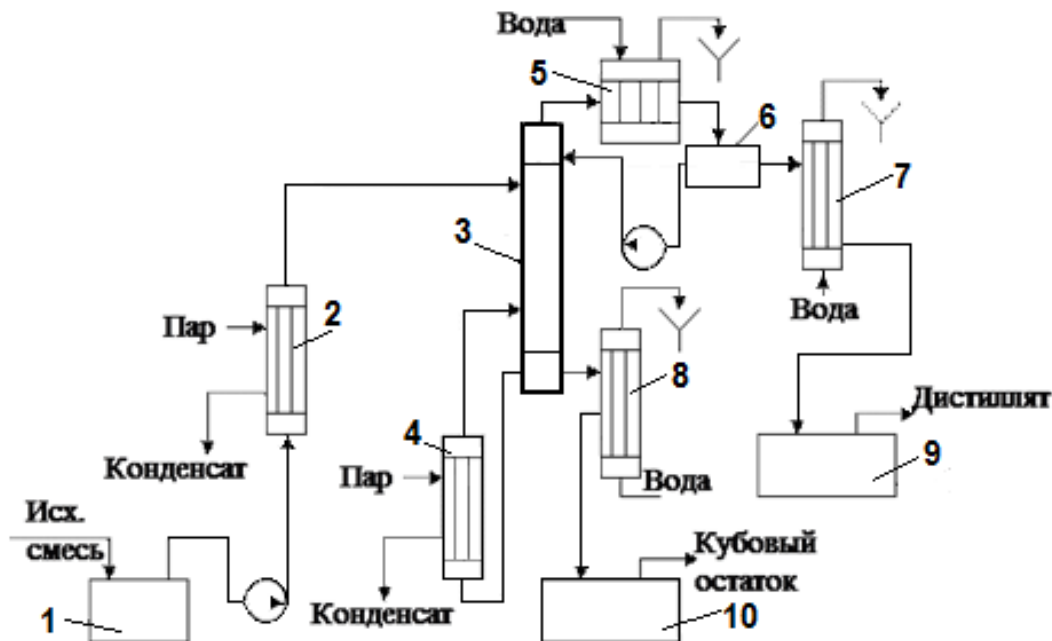


Рис.13.1. Схема ректификационной установки непрерывного действия
 1 - емкость для исходной смеси, 2 – подогреватель, 3 – колонна, 4 - кипятильник,
 5 - дефлегматор, 6 – сборник для флегмы. 7 – холодильник дистиллята, 8 –
 холодильник кубового остатка, 9 – сборник дистиллята, 10 – сборник кубового
 остатка.

Расчет диаметра колонны

Диаметр колонны определяется в зависимости от скорости и количества поднимающегося по колонне пара:

$$D = \sqrt{\frac{4\dot{V}}{\pi v}} \quad (13.1)$$

где D – диаметр колонны, м;

\dot{V} - объемный расход паров по колонне, м³/с;

v – скорость паров, м/с.

Скорость паров должна быть ниже предельного значения, при котором начинается брызгонос.

$$v = (0,7 \div 0,8) v_{пред}$$

Предельная скорость пара для тарельчатых колонн зависит от типа тарелки и находится по соответствующим формулам. Для насадочных колонн предельная скорость – это скорость захлебывания (см раздел «Абсорбция»).

Расчет высоты колонны

Высота тарельчатой части колонны H_T определяется как

$$H_T = h(N - 1) \quad (13.2)$$

N - число действительных тарелок, как показано ранее, может быть определено с помощью кинетической линии или потарельчатого расчета;

h - расстояние между тарелками.

Минимальное расстояние между тарелками должно обеспечить работу гидравлического затвора на тарелке. Значение этого расстояния для тарелок со сливными устройствами находится в соответствии с диаметром колонны (Табл13.1)

Таблица 13.1

Значения минимального расстояния между тарелками h при различных диаметрах колонного аппарата D_k

D_k , м	0-0,6	0,6-1,2	1,2-1,8	1,8 и более
h , м	0,15	0,3	0,46	0,6 и более

Высота насадочной колонны определяется по формуле:

$$H_k = H_n + h_1 + h_2 + h_3, \quad (13.3)$$

где H_k – высота колонны; H_n – высота насадки, h_1 – высота сепарационной части колонны (над насадкой), h_2 – высота пространства под насадкой, h_3 – высота пространства между слоями насадки.

Отношение высоты насадки к диаметру колонны должно удовлетворять условию $H/D=1,5 \div 10$.

Высота насадки определяется

- 1) из основного уравнения массопередачи;
- 2) с использованием единиц переноса.

Зависимость между флегмовым числом, высотой колонны и расходом теплоносителя (греющего пара)

Рабочая высота колонны пропорциональна числу теоретических ступеней изменения концентрации, которое можно определить, например, графически.

При $R = \infty$ (Рис 13.2а) рабочие линии совпадают с диагональю диаграммы, движущая сила процесса $\Delta y = y^* - y$, $\Delta x = x - x^*$ является наибольшей, а необходимое число ступеней наименьшим. Количество действительных ступеней разделения

пропорционально числу теоретических ступеней. Таким образом, при $R = \infty$ потребовалась бы *наименьшая рабочая высота колонны*. Однако, поскольку $R = \Phi/P$, то $R = \infty$ при $P = 0$. Это означает, что отбора дистиллята нет и вся жидкость, полученная в результате полной конденсации паров, возвращается обратно в колонну в виде флегмы. Поскольку колонна работает без верхнего продукта, то такой вариант в производственных условиях невозможен. С увеличением R возрастает количество жидкости, которое необходимо испарить в кипятильнике. При $R = \infty$ требуется испарить максимально возможное количество жидкости. Следовательно, в этом случае *расход греющего пара наибольший*.

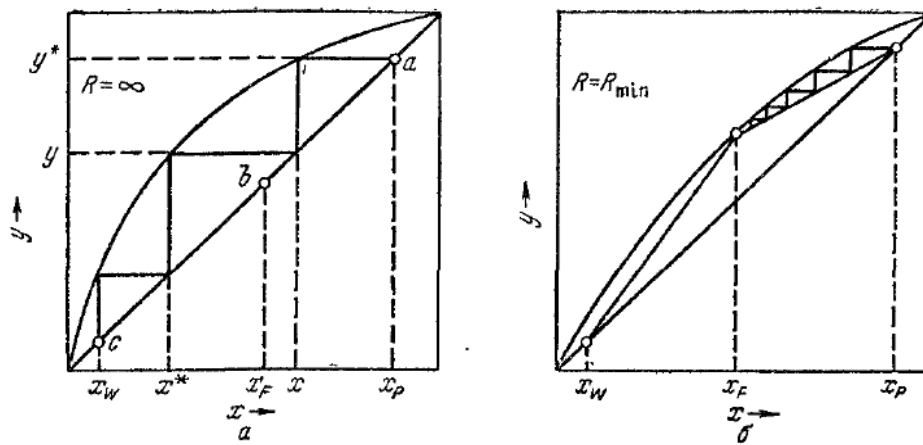


Рис.13.2. К определению зависимости между флегмовым числом и рабочей высотой ректификационной колонны

а – при $R = \infty$; б - при R_{min}

При R_{min} (Рис.13.2б) в какой-либо точке в верхней части колонны движущая сила равна нулю. Например: в точке питания (x_F, y_F) рабочие линии пересекаются с линией равновесия. Для того, чтобы достигнуть концентраций фаз, соответствующих их составу на питающей тарелке, потребовалось бы бесконечно большая поверхность контакта фаз, т.е. бесконечно большое число теоретических ступеней разделения. Таким образом, при R_{min} разделение возможно только в ректификационной колонне *бесконечно большой высоты*. При этом *расход греющего пара*, который при прочих равных условиях пропорционален флегмовому числу, *будет наименьшим*.

На основании проведенного анализа можно заключить, что с увеличением флегмового числа высот аппарата уменьшается, а расход греющего пара возрастает.

Также с увеличением R возрастает количество орошающей колонну жидкости и диаметр аппарата

Тепловой баланс ректификационной колонны

Тепловая нагрузка ректификационной колонны очень велика, потому необходимо использовать различные возможности для ее снижения.

Для колонны непрерывного действия с учетом потерь тепла в окружающую среду имеем:

ПРИХОД ТЕПЛА

- С теплоносителем в кипятильнике $Q_{кин}$;

- С исходной смесью

$$Q_F = F \cdot i_F = F \cdot c_F \cdot T_F \quad (13.4)$$

- С флегмой

$$Q_\Phi = \Phi \cdot i_P = P \cdot R \cdot c_P \cdot T_P \quad (13.5)$$

РАСХОД ТЕПЛА

- С парами, поступающими из колонны в дефлегматор

$$Q_G = G \cdot I = P(R+1) \cdot I \quad (13.6)$$

- С кубовым остатком

$$Q_W = W \cdot i_W = W \cdot c_W \cdot T_W \quad (13.7)$$

Потери в окружающую среду - Q_n

где F, P, W – расходы исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, соответственно;
 i_F, i_P, i_W – удельные энтальпии исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, соответственно;

I – удельная энтальпия пара, выходящего из колонны;

c_F, c_P, c_W – изобарные теплоемкости исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, соответственно;

T_F, T_P, T_W – температуры исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, соответственно, °С.

Запишем уравнение теплового баланса:

$$Q_{кин} + Q_F + Q_\Phi = Q_G + Q_W + Q_n \quad (13.8)$$

Подставляем значения Q из вышеприведенных уравнений и получим:

$$Q_{кин} + F \cdot c_F \cdot T_F + P \cdot R \cdot c_P \cdot T_P = P(R+1) \cdot I + W \cdot c_W \cdot T_W + Q_n \quad (13.9)$$

Решая уравнение (13.9) относительно $Q_{кин}$, получим тепловую нагрузку кипятильника:

$$Q_{кин} = P(R+1) \cdot I - P \cdot R \cdot c_P \cdot T_P + W \cdot c_W \cdot T_W - (P+W) \cdot c_F \cdot T_F + Q_n \quad (13.10)$$

Потери тепла в кипятильнике составляют $0,03 \div 0,05 Q_{кин}$.

Тепловая нагрузка дефлегматора $Q_{деф}$ зависит от количества поступающих в него паров:

$$Q_{деф} = G \cdot I - G \cdot i_P = P(R+1) \cdot (I - i_P) \quad (13.11)$$

$$Q_{деф} = P(R+1) \cdot (I - c_P \cdot T_P) \quad (13.12)$$

Свяжем тепловые нагрузки кипятильника и дефлегматора, используя ур.(13.10) и (13.12) (без учета тепловых потерь):

$$\begin{aligned} Q_{кин} &= P(R+1) \cdot I - P \cdot R \cdot c_P \cdot T_P + W \cdot c_W \cdot T_W - F \cdot c_F \cdot T_F = \\ &P(R+1) \cdot I - P(R+1) \cdot c_P \cdot T_P + P \cdot c_P \cdot T_P + W \cdot c_W \cdot T_W - F \cdot c_F \cdot T_F = \\ &P(R+1) \cdot (I - c_P \cdot T_P) + P \cdot c_P \cdot T_P + W \cdot c_W \cdot T_W - F \cdot c_F \cdot T_F \end{aligned} \quad (13.13)$$

$$Q_{кин} = Q_{деф} + P \cdot c_P \cdot T_P + W \cdot c_W \cdot T_W - F \cdot c_F \cdot T_F \quad (13.14)$$

Значения $Q_{кин}$ и $Q_{деф}$ позволяют рассчитать поверхности кипятильника и дефлегматора при проектировании ректификационной установки. В процессе эксплуатации, изменяя $Q_{кин}$, можно влиять на режим кипения в трубах кипятильника и соответственно, расход пара. Управляя величиной $Q_{деф}$ путем увеличения или уменьшения расхода оборотной воды, можно изменять поток флегмы, направляемый в колонну.

Периодическая ректификация

Ректификационные установки периодического действия используются преимущественно в малотоннажных производствах.

Исходную смесь (Рис.13.3) загружают в куб и подогревают до кипения. Образующиеся в кубе пар, поднимаясь по колонне, обогащается низкокипящим компонентом в результате контакта со стекающей вниз флегмой, которая по мере движения к кубу обогащается высококипящим компонентом. Пары из колонны отводятся в дефлегматор, где они конденсируются (полностью или частично). Жидкость в кубе постепенно обогащается высококипящим компонентом, теряя низкокипящий компонент, который уносится паром. После достижения заданного состава кубовой жидкости, что можно установить по температуре кипения, ее сливают, а в куб загружают новую порцию исходной смеси.

Периодическую ректификацию можно провести двумя способами:

- при постоянном флегмовом числе ($R = \text{const}$)
- при постоянном составе дистиллята ($x_P = \text{const}$)

Таким образом, ректификационная колонна периодического действия работает в режиме укрепляющей части, роль исчерпывающей части играет куб.

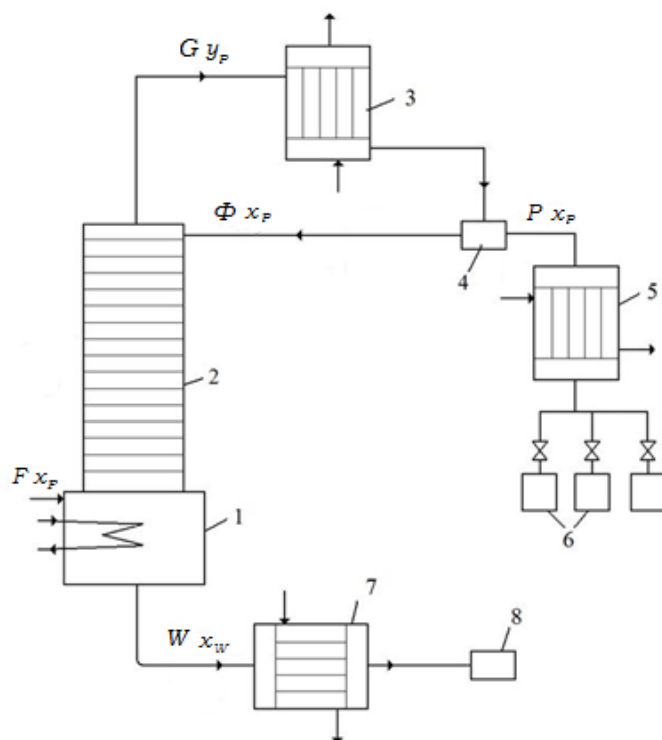


Рис.13.3. Схема установки периодической ректификации:

1 – куб – испаритель, 2 – ректификационная колонна, 3 – дефлегматор, 4 – делитель флегмы, 5 – холодильник дистиллята, 6 – сборник дистиллята, 7 – холодильник кубового остатка, 8 – сборник кубового остатка.

Экстрактивная ректификация

Экстрактивную ректификацию используют обычно для разделения смесей близко кипящих компонентов с низкой относительной летучестью. Разделить такую смесь с помощью обычной ректификации сложно, для этого приходится увеличивать число тарелок, расход пара и расход флегмы.

Для разделения подобных смесей можно также использовать экстрактивную ректификацию (Рис.13.4). Для этого к питающей смеси F добавляют практически нелетучий компонент, повышающий относительную летучесть низкокипящего компонента. Нелетучий компонент вводят на одну из тарелок верхней части ректификационной колонны. В такой колонне верхний продукт (дистиллят) получается как при обычной схеме ректификации. Нижний продукт представляет собой смесь в основном высококипящего компонента и нелетучего компонента. Эта смесь разделяется

на второй ректификационной колонне, причем нелетучий компонент, отбираемый в виде кубового остатка во второй колонне, возвращается в первую колонну.

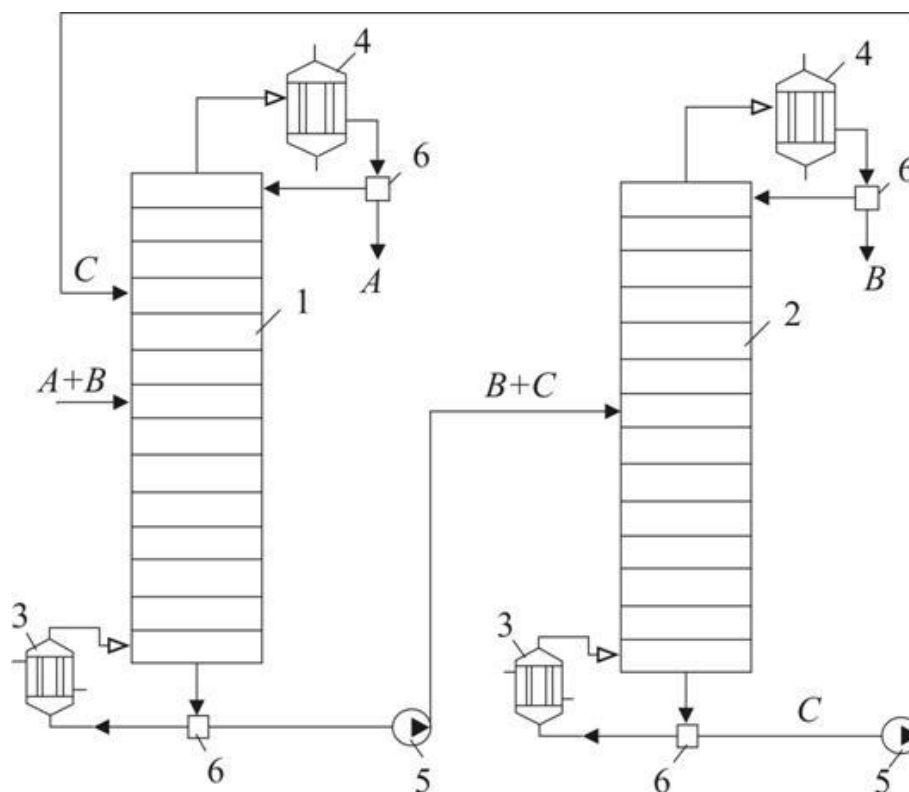


Рис. 13.4. Схема установки для экстрактивной ректификации бинарной смеси.

A, B – компоненты исходной смеси, C – разделяющий агент

1 – колонна для отделения A от B+C; 2 – колонна для разделения B от C; 3 – кипятильники; 4 – дефлегматоры, 5 – насосы, 6- делители.

Азеотропная ректификация

На азеотропную ректификацию (Рис.13.5) подается жидкая смесь компонентов, образующих азеотропную смесь, которую нельзя разделить обычной ректификацией, т.к. температуры пара и жидкости равны. Поэтому к исходной смеси добавляют растворитель (разделяющий агент), образующий с одним из компонентов новую азеотропную смесь, которая выделяется при разделении в виде дистиллята. В кубовой жидкости разделяющего агента практически не содержится. Поскольку разделение новой азеотропной смеси также сложно, то подбирают разделяющий агент с частичной растворимостью в компонентах дистиллята. Тогда разделяющий агент можно выделить из дистиллята отстаиванием в разделительном сосуде. Слой, обогащенный разделяющим агентом, из разделительного сосуда возвращается в первую колонну и поступает в верхнюю часть ректификационной колонны в виде флегмы.

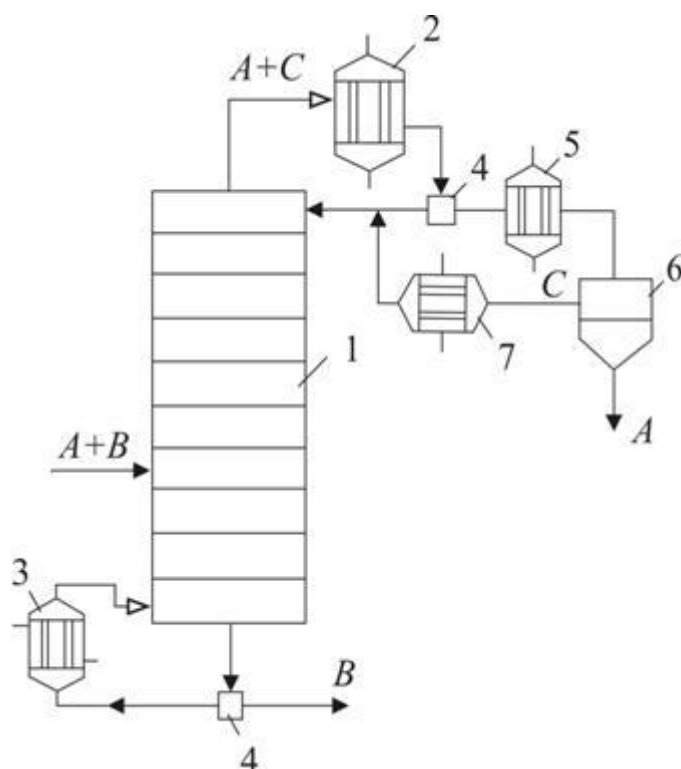


Рис. 13.5. Схема установки для азеотропной ректификации:

1 – колонна; 2 - дефлегматор; 3 – кипятильник, 4 – делитель, 5 – холодильник, 6 – отстойник, 7 – подогреватель.

Наиболее сложной задачей при использовании методов экстрактивной и азеотропной ректификации является выбор разделяющего компонента, который должен удовлетворять следующим требованиям:

- 1) обеспечивать наибольшее повышение коэффициента относительной летучести разделяемых компонентов;
- 2) достаточно легко регенерировать;
- 3) хорошо растворять разделяемые компоненты для предотвращения расслаивания жидкой фазы при температурных условиях в колонне;
- 4) быть безопасным в обращении, доступным, дешевым, термически стабильным.

Обычно при выборе разделяющего агента основываются на справочных данных.

Методы азеотропной и экстрактивной ректификации находят широкое применение для разделения близко кипящих углеводородов нефти и сжиженных природных газов, жидких смесей в производстве жирных кислот, получения безводного этилового спирта и др.