

Результаты решения уравнения методом деления интервала пополам сведены в табл. 4.4.

8. Тепловой поток одной трубки со стороны конденсации

$$Q_1 = \alpha F_{\text{конд}} \Delta T_{\text{конд}} = q_{\text{конд}} F_{\text{конд}} = \\ = 1205,3 \Delta T_{\text{конд}}^{0,875} = 1953,1 \text{ Вт.}$$

9. Тепловой поток со стороны кипения

$$Q_1 = \alpha F_{\text{кип}} \Delta T_{\text{кип}} = q_{\text{кип}} F_{\text{кип}} = 8866,8 \cdot 0,207 \cdot 1,0438^{1,466} = 1954,4 \text{ Вт.}$$

Таблица 4.4

Номер итерации	$\Delta T_{\text{кип}}$	$\Delta T_{\text{кип}}^{0,4665}$	$\Delta T_{\text{ст}}$	$\Delta T_{\text{конд}}$	$\Delta T_{\text{конд}}^{0,875}$	$f(\Delta T_{\text{кип}})$	$\Delta T_{\text{кип}} - f(\Delta T_{\text{кип}})$
1	1,0000	1,0000	0,2143	1,7937	1,6674	1,0948	-0,0948
2	1,2000	1,0886	0,2799	1,5281	1,4492	0,8741	0,3259
3	1,1000	1,0454	0,2464	1,6616	1,5594	0,9794	0,1206
5	1,025	1,0116	0,2222	1,7608	1,6406	1,0649	-0,0399
7	1,0438	1,0201	0,2282	1,7361	1,6204	1,0430	0,0008

10. Число трубок конденсатора-испарителя

$$n = \frac{Q}{Q_1} = \frac{53,76 \cdot 10^3}{1,953 \cdot 10^3} = 27,5.$$

Так как расчет стороны конденсации выполнен с погрешностью в сторону увеличения плотности теплового потока, в реальном аппарате следует предусмотреть запас поверхности.

ГЛАВА ПЯТАЯ

РЕКТИФИКАЦИОННЫЕ КОЛОННЫ. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ

5.1. Одномерные уравнения массопереноса. Принципы расчета ректификационных аппаратов

Решение задач двухфазного тепло- и массопереноса в условиях, имеющих место в реальных аппаратах, встречает трудности, связанные с необходимостью учитывать многие факторы, характеризующие процессы: продольное и поперечное перемешивание, волнообразование, входные гидродинамические участки и т. д. При рассмотрении двухфазных систем необходимо решать две системы дифференциальных уравнений. Первая описывает движение жидкости и распределение температур

и концентраций в ней, вторая — движение газа и распределение температур (концентраций). Решение должно удовлетворять крайним условиям на неподвижных границах и условию на границе раздела фаз.

Аналитические или численные решения таких задач могут быть получены в относительно простых случаях. К ним относятся, например, ламинарное течение пленки жидкости по стенке трубы либо плоской пластине, когда профили скоростей, температур и концентраций в жидкости и газе одномерны. В то же время на практике наиболее часто встречаются трехмерные задачи, решение большинства которых представляет сложную математическую проблему.

В связи с этим при постановке и решении практических задач возникает весьма важный вопрос: насколько точно следует описывать реальный процесс? В большинстве случаев при математическом описании действительных процессов используются приближенные представления о процессе, а точность модели зависит от точности исходной информации и полуэмпирических уравнений, используемых в этой модели. Усложнение модели процесса связано обычно с вычислительными трудностями и целесообразно лишь при существенном повышении точности моделирования.

Для решения большинства практических задач достаточно в качестве модели процесса рассмотреть одномерные стационарные течения, описываемые обыкновенными дифференциальными уравнениями.

Полагая, что скорость переноса массы из одной фазы в другую для любого массообменного процесса прямо пропорциональна движущей силе $\Delta \varphi$ и обратно пропорциональна сопротивлению системы R , запишем общее кинетическое уравнение

$$\frac{d^2 J}{dF dx} = \frac{\Delta \varphi}{R} \quad (5.1)$$

Расхождения в оценке основных закономерностей процесса переноса массы в основном связаны с различным подходом к следующим вопросам: о природе и способе выражения движущей силы процесса; о состоянии межфазной поверхности контакта и о механизме переноса вещества в каждой из фаз.

При анализе процессов массопередачи при ректификации принято движущую силу переноса выражать следующими способами: в виде разности концентраций, температур, химических потенциалов; косвенно, через число единиц переноса или через число теоретических тарелок. Следует отметить, что для выражения движущей силы существенную роль играет не только определение ее природы, но и знание поля параметров, определяющих эту силу.

При рассмотрении вопроса о состоянии межфазной поверхности контакта и о механизме массопередачи получили распро-

странение несколько физических моделей, дающих различное математическое описание процесса.

Если в качестве движущей силы принять разность концентрации, то из (5.1) для установившихся массообменных процессов в системе газ(пар) — жидкость получим

$$dJ_x = \beta_x \Delta x dF, \quad (5.2)$$

$$dJ_y = \beta_y \Delta y dF. \quad (5.3)$$

Для описания процесса уравнения (5.2), (5.3) следует дополнить уравнениями материальных балансов

$$dJ_x = Ldx; \quad (5.4)$$

$$dJ_y = Gdy; \quad (5.5)$$

$$dJ_x = dJ_y. \quad (5.6)$$

Используемая в воздухоразделительных установках адiabатная ректификация является процессом эквимолярного массообмена. На границе раздела фаз концентрации диффундирующего вещества определяются законами термодинамического равновесия.

Рассмотрение массообмена на участке аппарата с бесконечно малой высотой dH приводит к соотношениям, вытекающим из (5.1) — (5.5)

$$\beta_y (y_r - y) dF = Gdy; \quad (5.7)$$

$$\beta_x (x - x_r) dF = Ldx; \quad (5.8)$$

$$\frac{\beta_y dF}{G} = \frac{dy}{y_r - y}; \quad (5.9)$$

$$\frac{\beta_x dF}{L} = \frac{dx}{x - x_r}. \quad (5.10)$$

Интегрирование уравнений (5.9) и (5.10) дает

$$F = \frac{G}{\beta_y} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_r - y}; \quad (5.11)$$

$$F = \frac{L}{\beta_x} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_r} \quad (5.12)$$

либо, так как $dF = a_0 dH$,

$$H = h_y N_y; \quad (5.13)$$

$$H = h_x N_x, \quad (5.14)$$

где

$$h_y = \frac{G}{\beta_y a_0 f}; \quad h_x = \frac{L}{\beta_x a_0 f}$$

— высоты единиц переноса массы в газовой и жидкой фазах;

$$N_y = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_r - y}; \quad N_x = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_r}$$

— числа единиц переноса массы в фазах.

Изучение процесса ректификации целесообразно выполнить, решая две сходные задачи исследования переноса массы в паровой и жидкой фазах. При этом достаточно четко может быть определено влияние на скорость массоотдачи в каждой фазе гидродинамических режимов, физических свойств, конструктивных элементов аппарата, а зависимости для коэффициентов массоотдачи отражают индивидуальные особенности процесса в каждой из фаз.

Рассмотрение процесса массопередачи отдельно в жидкости и паре связано с определенными трудностями, так как концентрации на границе раздела фаз невозможно определить экспериментально. Поэтому вместо (5.7), (5.8) используют соотношения

$$K_{oy} (y^* - y) dF = Gdy; \quad (5.15)$$

$$K_{ox} (x - x^*) dF = Ldx. \quad (5.16)$$

Равновесную зависимость между концентрациями компонентов в паре и жидкости, как правило, представляют в виде

$$y_i^* = K_i x_i, \quad (5.17)$$

где $K_i = f(T, p, x_1, \dots, x_N, y_1, \dots, y_N)$; i — номер компонента. Для идеальных равновесных систем $K_i = f(T, p)$.

Нетрудно видеть, что если коэффициент $\beta_x \rightarrow \infty$, то $y_r \rightarrow y^*$, $x \rightarrow x^*$, все сопротивление массопереносу сосредоточено в паровой фазе и $K_{oy} = \beta_y$; аналогично при $\beta_y \rightarrow \infty$ $x_r \rightarrow x^*$, $y \rightarrow y^*$, $K_{ox} = \beta_x$ и сопротивление массопереносу сосредоточено в жидкости.

Абсорбция хорошо- и слабо растворимого газа дает два предельных случая распределения диффузионных сопротивлений между фазами. В первом все диффузионное сопротивление сосредоточено в газовой, а во втором — в жидкой фазе. Уравнения подобия, полученные на основе опытов по абсорбции хорошо- и слабо растворимых газов, в ряде случаев используются для расчета коэффициентов массопередачи в паровой и жидкой фазах при ректификации.

Из (5.15), (5.16) следует

$$F = \frac{G}{K_{oy}} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y}; \quad (5.18)$$

$$F = \frac{L}{K_{ox}} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x-x^*}; \quad (5.19)$$

$$H = h_{oy} N_{oy}; \quad (5.20)$$

$$H = h_{ox} N_{ox}. \quad (5.21)$$

Из выражений (5.7), (5.8), (5.15), (5.16) следует

$$\frac{1}{K_{oy}} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m_y}{\beta_x}; \quad (5.22)$$

$$\frac{1}{K_{ox}} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m_x \beta_y}, \quad (5.23)$$

где

$$m_y = \frac{y^* - y_r}{x - x_r}; \quad m_x = \frac{y_r - y}{x_r - x^*}.$$

Выражения (5.22), (5.23), связывающие общие коэффициенты массопередачи с частными коэффициентами массоотдачи, называют уравнениями аддитивности диффузионных сопротивлений в фазах. Уравнения подобия для определения коэффициентов массоотдачи в фазах могут быть получены путем обработки результатов экспериментального исследования процесса ректификации по различным методикам.

Если многокомпонентные смеси представляют в виде псевдобинарных, то к ним применимы кинетические закономерности, характеризующие ректификацию бинарных смесей. Так, например, общий коэффициент массопередачи K_{oyi} , отнесенный к движущей силе, выраженной в виде разности концентраций псевдобинарного компонента в паровой фазе, связывают с частными коэффициентами массоотдачи уравнением

$$\frac{1}{K_{oyi}} = \frac{1}{\beta_{yi}} + \frac{m_i}{\beta_{xi}}, \quad (5.24)$$

где m_i — тангенс угла наклона псевдобинарной кривой равновесия в диаграмме $x_i - y_i$.

Непосредственное применение выражений типа (5.13), (5.20) к расчету тарельчатых колонн невозможно вследствие отсутствия в них непрерывной поверхности контакта фаз.

Поэтому в основе широко применяемых способов расчета тарельчатых аппаратов лежат представления о теоретической тарелке. Под теоретической тарелкой понимают такое контактное устройство, у которого стекающая жидкость и уходящий пар находятся в термодинамическом равновесии. Число теоретических тарелок, различные способы определения которого описаны в § 5.2 и 5.3, является статической характеристикой

процесса ректификации, аналогичной средней разности концентраций или числу единиц переноса. На его основе с учетом эффективности действительного контактного устройства определяется число тарелок ректификационной колонны (см. § 5.4).

Число теоретических тарелок часто используется и в случаях непрерывной поверхности контакта фаз. При этом высота контактной части аппарата определяется как

$$H = \text{ВЭТТ} \cdot \text{ЧТТ}, \quad (5.25)$$

а поверхность контакта фаз — как

$$F = a_0 f \cdot \text{ВЭТТ} \cdot \text{ЧТТ}, \quad (5.26)$$

где ВЭТТ — высота, эквивалентная теоретической тарелке; ЧТТ — число теоретических тарелок.

Концепции теоретической тарелки и единицы переноса массы получили наибольшее распространение при расчете разделительных аппаратов. Однако при анализе процесса в насадочных колоннах установлено, что использование величин ВЭТТ и $h_y(h_x)$ в равной мере дает удовлетворительные результаты только при ректификации трудноразделяемых либо разбавленных смесей [83]. При разделении компонентов с большой относительной летучестью проявляется зависимость величин $h_y(h_x)$ и ВЭТТ от концентрации смесей фаз. Выбор наиболее рационального способа выражения кинетики процесса определяется значениями величин $B = \beta_x/\beta_y$ и $A = \frac{C'}{G(L+L^*)\beta_x}$;

здесь L^* — поправка на осевую дисперсию, а C' — величина, характеризующая условия работы и геометрические особенности ректификационной колонны (табл. 5.1).

Возможны следующие задачи расчета ректификационных аппаратов:

1. Проектный расчет, включающий в себя определение геометрических размеров секций аппарата, термодинамических характеристик процесса разделения и гидравлических сопротивлений.

При расчете воздуходелительных колонн следует задавать содержание кислорода в продуктах разделения, поступающих из одной колонны в другую и выводимых из установки, и количество перерабатываемого воздуха. В случае получения аргона дополнительно принимают его концентрацию и коэффициент извлечения. Предварительное задание содержания аргона в продуктах разделения воздуха обычно проводится

Таблица 5.1

Рекомендации по выбору величин $h_y(h_x)$ и ВЭТТ	
Параметры	Предпочтение
$B = 1$	ВЭТТ
$B = 0.1; A = 0$	$h_y(h_x)$
$B = 0.1; A = 10$	ВЭТТ
$B = 10; A = 0$	$h_y(h_x)$
$B = 10; A = 10$	ВЭТТ, $h_y(h_x)$

с помощью данных, полученных на типовых установках. Вопросы проектного расчета ректификационных аппаратов подробно рассмотрены в следующих параграфах данной главы.

2. Моделирование колонн (поверочный расчет), заключающееся в определении составов целевых продуктов на конечных и промежуточных стадиях разделения при заданных размерах аппарата, составе и количестве разделяемого продукта. Из (5.15), (5.16) можно получить

$$\frac{dy}{dH} = \frac{y^*(x) - y}{h_{oy}}; \quad \frac{dx}{dH} = \frac{x - x^*(y)}{h_{ox}}. \quad (5.27)$$

Моделирование аппаратов с непрерывной поверхностью контакта фаз может быть выполнено численным интегрированием системы (5.27) с граничными либо двухточечными краевыми условиями. Алгоритмы моделирования тарельчатых аппаратов рассмотрены в монографиях [2, 29] и других, а также в § 5.3.

5.2. Определение статических характеристик воздуходелительных колонн с использованием числа теоретических тарелок, определенного для бинарной смеси

Основной частью расчета статических характеристик процесса ректификации является определение числа теоретических тарелок. Для этого при разделении бинарных смесей применяют два графоаналитических способа: по диаграмме $y-x$ (метод Мак-Кэба и Тиле) и по диаграмме $h-x$ (метод Понсона).

По первому способу в координатах $y-x$ строят равновесную $y^* = f(x)$ и рабочую $y_p = \varphi(x)$ линии (рис. 5.1). Координаты точек рабочей линии характеризуют составы пара и жидкости в одних и тех же сечениях аппарата. Если теплота парообразования смеси постоянна по высоте расчетного участка колонны (одинакова теплота парообразования компонентов), тогда расходы пара и жидкости неизменны и рабочая линия представляет собой прямую. В противном случае расходы пара и жидкости переменны по высоте аппарата, а рабочая линия представляет собой кривую, построенную с учетом этих изменений.

Число теоретических тарелок определяется как число ступеней, которые можно построить между равновесной и рабочей линией на расчетном участке колонны в интервале крайних значений содержания низкокипящего компонента в смеси.

Определение числа теоретических тарелок по диаграмме $h-x$ является более трудоемким, чем расчет по диаграмме $y-x$.

Для произвольного сечения колонны в соответствии с уравнениями материального и энергетического балансов справедливо:

$$G - L = \text{const}; \quad G y - L x = \text{const}; \quad G h'' = L h' = \text{const}. \quad (5.28)$$

Отсюда

$$\frac{G y - L x}{G - L} = X = \text{const}; \quad (5.29)$$

$$\frac{G h'' - L h'}{G - L} = I = \text{const}, \quad (5.30)$$

где X, I — приведенные концентрация и энтальпия. Точку на диаграмме $h-x$ с координатами X и I называют полюсом P (рис. 5.2).

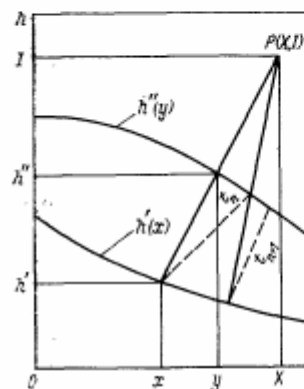


Рис. 5.1. Равновесная и рабочая линии в $y-x$ -диаграмме

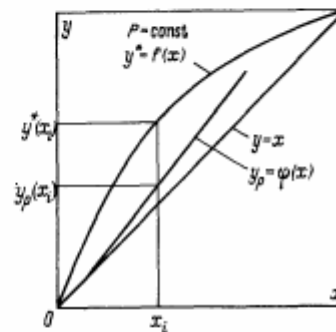


Рис. 5.2. Нахождение полюса в $h-x$ -диаграмме

Из (5.29) и (5.30) определяют флегмовое отношение

$$z = \frac{L}{G} = \frac{X - y}{X - x} = \frac{I - h''}{I - h'}. \quad (5.31)$$

Уравнение (5.31) является условием прохождения прямой линии (полюсная линия) на диаграмме $h-x$ через точки (x, h') и (y, h'') , характеризующие состояние жидкости и пара в одном сечении аппарата, и через полюс P .

Флегмовое отношение можно найти делением длины отрезка полюсной линии между полюсом и точкой на линии конденсации на длину отрезка между полюсом и точкой на линии кипения. Уходящий с теоретической тарелки пар должен быть равновесен жидкости, стекающей с тарелки, а следовательно, точка, характеризующая уходящий пар, на диаграмме $h-x$ расположится в точке пересечения изотермы влажного пара с изобарой конденсации. Состояние жидкости, поступающей на

тарелку, определяется координатами точки пересечения полюсной линии с линией кипения. Таким образом, изотерме влажного пара соответствует одна теоретическая тарелка. Проводя подобные построения изотерм влажного пара и полюсных линий в заданном интервале концентраций, определяют число теоретических тарелок.

Так как определение ЧТТ с помощью диаграммы $h-x$ сравнительно трудоемко и не обеспечивает более высокую точность, чем расчет в диаграмме $y-x$, последний находит существенно более широкое применение при расчете бинарной ректификации. Кроме того, определение ЧТТ в диаграмме $y-x$ является составной частью расчета процесса ректификации смеси кислород — аргон — азот.

Расчет колонны однократной ректификации (рис. 5.3). В установившемся режиме работы колонны

$$M = A + K, \quad (5.32)$$

где M — количество смеси, A и K — количество азота и кислорода.

Уравнение материального баланса по низкокипящему компоненту

$$Mx_M = Ay_A + Ky_K. \quad (5.33)$$

Количества получаемых продуктов:

$$K = M \frac{y_A - x_M}{y_A - y_K}; \quad A = M - K. \quad (5.34)$$

Уравнение рабочей линии колонны

$$y = \frac{L}{G} x - \frac{K}{G} y_K. \quad (5.35)$$

или

$$y = \frac{L}{L-K} x - \frac{K}{L-K} y_K$$

или с учетом $z = L/G$

$$y = zx + (z-1)y_K.$$

Если теплота смешения компонентов равна нулю, а теплота парообразования одинакова, то потоки L и G постоянны по высоте аппарата и рабочая линия является прямой с тангенсом угла наклона z . Тогда количество стекающей по колонне флегмы

$$L = (1-\alpha)M, \quad (5.36)$$

а количество пара

$$G = A - \alpha M, \quad (5.37)$$

где α — доля жидкости, испарившейся при дросселировании смеси M .

В противном случае расходы пара и жидкости переменны по высоте аппарата, а рабочая линия представляет собой кривую, построенную с учетом этих изменений. Уравнения (5.36) и (5.37) справедливы для сечения в месте ввода смеси. В произвольном сечении расход пара $G = G_0 r_0 / r$, а расход жидкости L находят из (5.28).

Рабочая линия пересекает диагональ $y=x$ в точке с ординатой y_K (рис. 5.4). При получении газообразного продукта

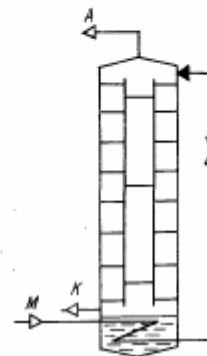


Рис. 5.3. Схема колонны однократной ректификации

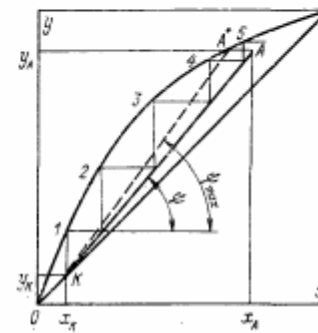


Рис. 5.4. Определение числа теоретических тарелок в колонне однократной ректификации

концентрация жидкости в кубе устанавливается близкой к равновесной с паром y_K . Следовательно, изменение концентрации жидкости, поступившей в куб колонны, соответствует обогащению на одной ректификационной тарелке. Число теоретических тарелок определяется графическими построениями в диаграмме на рис. 5.4.

Отношение количества стекающей флегмы к количеству получаемого продукта называется флегмовым числом

$$v = \frac{L}{K} = \frac{\operatorname{tg} \psi}{\operatorname{tg} \psi - 1}, \quad (5.38)$$

где

$$\operatorname{tg} \psi = \frac{y_A - y_K}{x_M - y_K}.$$

Если верхняя точка рабочей линии находится на равновесной кривой, количество получаемого кислорода максимально,

$$K_{\max} = M \frac{y_A - x_M}{y_A - y_K}, \quad (5.39)$$

число теоретических тарелок $\text{ЧТТ} \rightarrow \infty$, $v = v_{\min} = \frac{y_p^* - y_K}{y_p^* - x_M}$.

При конечном числе теоретических тарелок верхняя точка рабочей линии расположена под равновесной кривой. Чем больше разность $y^* - y_A$, тем меньше выход кислорода и меньше ЧТТ, а $v > v_{\min}$. В предельном случае ($y_A = x_A$) производственный кислород не получается, а $\text{ЧТТ} = \text{ЧТТ}_{\min}$.

Разделительная способность колонны характеризуется коэффициентом извлечения кислорода

$$\beta = \frac{K(1 - y_K)}{M(1 - x_M)}. \quad (5.40)$$

Теоретическое значение $\beta \approx 0,7$, действительное $\beta \approx 0,6$ [74].

С увеличением давления в колонне уменьшается коэффициент извлечения кислорода и возрастает число теоретических тарелок. Поэтому, несмотря на то, что ректификация возможна при повышении давления вплоть до критического, практически она уже при сравнительно небольших давлениях становится нецелесообразной.

Расчет колонны двукратной ректификации (рис. 5.5). Из уравнений материального баланса: для всей колонны

$$K = B \frac{y_A - x_B}{y_A - y_K}; \quad A = B - K, \quad (5.41)$$

для колонны высокого давления (нижней)

$$D = B \frac{x_B - x_R}{x_D - x_R}; \quad R = B - D. \quad (5.42)$$

Обычно концентрация жидкости в кубе $x = 62 \div 70\% \text{ N}_2$, а концентрация жидкого азота $x_D = y_A$.

Уравнение рабочей линии для укрепляющей секции колонны высокого давления

$$y = \frac{L}{L+D} x + \frac{D}{L+D} x_D; \quad (5.43)$$

для исчерпывающей секции

$$y = \frac{L'}{L'-R} x - \frac{R}{L'-R} x_R. \quad (5.44)$$

Рабочие линии секций в диаграмме $y-x$ пересекаются в точке с абсциссой

$$x = \frac{\frac{D}{D+L} x_D - \frac{R}{L'-R} x_R}{\frac{L'}{L'-R} - \frac{L}{L+D}}. \quad (5.45)$$

Если в колонну вводится жидкая смесь, то в исчерпывающей секции $L' = L + B$ или $L' = L + R + D$, а абсцисса точки пересечения рабочих линий $x = x_B$. При вводе паровой смеси количество флегмы в секциях одинаково, а ордината точки пересечения рабочих линий $y = y_B$.

Для укрепляющей секции колонны низкого давления уравнение рабочей линии имеет вид

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{A y_A - D x_D}{G}; \quad (5.46)$$

для исчерпывающей секции

$$y = \frac{L'}{L'-K} x - \frac{K}{L'-K} y_K. \quad (5.47)$$

Абсцисса точки пересечения рабочих линий

$$x = \frac{\frac{A-D}{G} y_A + \frac{K}{L'-K} y_K}{\frac{L'}{L'-K} - z}. \quad (5.48)$$

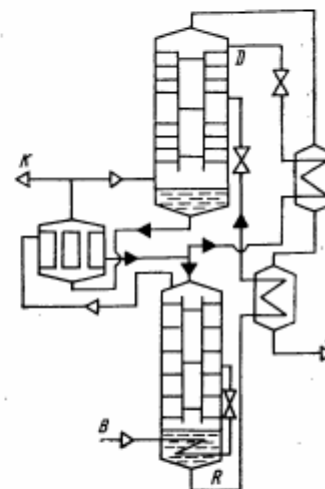


Рис. 5.5. Схема колонны двукратной ректификации

Число теоретических тарелок определяется графическими построениями в диаграмме $y-x$ для каждой секции колонны. Змеевик куба эквивалентен одной теоретической тарелке.

Если точка пересечения рабочих линий лежит на равновесной кривой, то флегмовое число $v = v_{\min}$ и $\text{ЧТТ} = \infty$, а при расположении точки пересечения на диагонали $y=x$, $v = \infty$, $\text{ЧТТ} = \text{ЧТТ}_{\min}$. Последнее возможно при работе колонны высокого давления без отвода дистиллята. Действительное положение рабочих линий промышленных колонн соответствует значениям $v = (1,15 \div 5) v_{\min}$ [74].

Соотношение давлений в колоннах определяется требуемым температурным напором в конденсаторе-испарителе. Поэтому

повышение давления в верхней колонне сопровождается повышением давления в нижней. При некотором предельном давлении ректификация становится невозможной даже при $ЧТТ = \infty$. Предельное давление зависит от концентрации получаемых продуктов. Так, при получении 99 % азота и 99 % кислорода ректификация возможна до давления в нижней колонне 1,36 МПа (газообразный кислород) и 0,85 МПа (жидкий кислород) [74].

Описанные методы расчета воздухоразделительных колонн с использованием числа теоретических тарелок, определенного для бинарной смеси кислород — азот, целесообразно использовать для предварительного расчета либо для аппаратов, производящих кислород концентрацией до 96 % O_2 .

5.3. Расчет ректификации смеси кислород—аргон—азот

Расчет статических характеристик процесса ректификации смеси кислород — аргон — азот требует точного учета ее термодинамических свойств: равновесных соотношений и энтальпий жидкости и пара. В наиболее широко применяемом графоаналитическом методе расчета ректификация тройной смеси кислород — аргон — азот число теоретических тарелок определяют на диаграмме равновесия для тройной смеси, состоящей из диаграммы $y-x$ для двух компонентов, а теплоту испарения смесей по высоте колонны учитывают с помощью диаграммы $h-x$ для бинарной смеси кислород — азот, присоединяя аргон к кислороду или азоту. Этот метод рассмотрен ниже на примере расчета узла ректификации воздухоразделительной установки, предназначенной для получения технического кислорода, чистого азота и сырого аргона.

В настоящее время основная масса расчетов колонн многокомпонентной ректификации выполняется с помощью ЭВМ. Математическое описание процесса ректификации в тарельчатых колоннах основывается на уравнениях материальных балансов (5.4) — (5.6), энергетических балансов, фазового равновесия (5.17), на кинетических закономерностях (см. § 5.4) и включает в себя ограничения на переменные величины, следующие из физической природы процесса.

Известно большое число работ, в которых описаны разнообразные методы и алгоритмы таких расчетов. Они ориентированы на расчет колонн химической технологии и пока не нашли широкого применения при проектировании воздухоразделительных установок. Поэтому ниже изложен лишь краткий обзор этих методов. Достаточно полная библиотека программ для расчета процессов ректификации описана в [54]. Ее основными элементами являются:

1. Программы упрощенного проектного расчета по методу Фенске — Ундервуда — Джиллиленда. Эти программы исполь-

зуются для предварительной оценки числа теоретических тарелок и при синтезе схем разделения.

2. Программы потарелочного поверочного расчета ректификации многокомпонентных смесей. Они составляют основную программную базу, поскольку охватывают большинство вариантов разделения смесей в простых и сложных колоннах с несколькими вводами и выводами. В программах используется метод тридиагональной матрицы для решения системы уравнений покомпонентных материальных балансов, метод расчета температур кипения на тарелках и метод постоянного состава, скомбинированный с Q -методом сходимости для решения системы уравнений тепловых балансов. Используется модифицированный θ -метод сходимости.

3. Программы потарелочного проектного расчета. Для простых ректификационных колонн при решении этой задачи целесообразно использовать метод «от тарелки к тарелке». Возможен расчет по всей колонне от одного конца к другому и расчет от двух концов к тарелке питания. Для обеспечения сходимости итераций используется коррекция невязки материального баланса в точке питания. Число тарелок и положение тарелки питания изменяются от итерации к итерации. Программы этого типа обладают вполне ясными преимуществами при решении задач проектирования по сравнению с программами поверочного расчета.

В большинстве случаев расчет сложных колонн осуществляется с помощью программ типа 2. Это объясняется тем, что для алгоритмов такого типа разработан весьма эффективный θ -метод [78] обработки вычисленных значений d_i с целью получения откорректированных величин, которые отвечали бы уравнениям материального баланса для каждого компонента

$$Mx_i = \hat{d}_i + b_i; \quad (5.49)$$

$$D = \sum_{i=1}^n \hat{d}_i, \quad (5.50)$$

где D — количество дистиллята; M — количество поступающей в колонну разделяемой смеси; b_i — количество i -го компонента в кубовом продукте; d_i — количество i -го компонента в дистилляте; x_i — молярная доля i -го компонента в питании; $\hat{}$ — символ откорректированного значения.

Обозначим $z_i = b_i/d_i$. Соотношение между вычисленными и откорректированными значениями z запишем в виде

$$\hat{z}_i = \theta(z_i). \quad (5.51)$$

Решая уравнения (5.49) и (5.51) относительно d_i , получаем

$$d_i = \frac{M}{1 + \theta(z_i)}. \quad (5.52)$$

Подставив выражение (5.52) в уравнение (5.50) и сделав преобразования, получим

$$\sum_{i=1}^n \frac{Mx_i}{1 + \theta(x_i)} - D = 0. \quad (5.53)$$

Найдя θ решением алгебраического уравнения (5.53) и подставляя его в (5.52), получают \tilde{d}_i и \tilde{b}_i . Применение θ -метода позволяет успешно решать задачи расчета колонн, состоящих из нескольких секций.

В главе 9 приведена программа поверочного расчета простой колонны для разделения воздуха; в основу этой программы положен модифицированный алгоритм [29]. В алгоритме применен однонаправленный расчет составов от куба колонны к конденсатору, θ -метод коррекции концентраций в продуктах разделения и метод простых итераций для решения системы алгебраических уравнений.

В качестве независимых переменных расчета выбраны концентрации компонентов в жидкой фазе на тарелках колонны. При таком выборе переменных расчет парожидкостного равновесия в системе кислород — аргон — азот может быть выполнен по зависимостям [47] без итераций. Алгоритм расчета парожидкостного равновесия приведен на рис. 5.6.

Последовательный расчет составов в колонне выполняется по формулам [29]:

$$y_{ij} = \frac{1}{F_s} [D_v(\alpha y_{i-1,j} + \beta x_{ij}) + \gamma]; \quad (5.54)$$

$$x_{i+1,j} = \frac{1}{L_{i+1}} (G_i y_{ij} + S_j); \quad (5.55)$$

здесь

$$F_s = G_i + W_{vi}; \quad D_v = (F_s - F_{vi}) \varphi_i;$$

$$\varphi_i = \begin{cases} 1 & \text{при } 0 \leq E_{ij} \leq 1; \\ 2E_{ij} & \text{при } E_{ij} < 0; \quad E_{ij} > 1; \end{cases}$$

$$\alpha = \begin{cases} 1 - E_{ij} & \text{при } 0 \leq E_{ij} \leq 1; \\ 0,5 & \text{при } E_{ij} < 0; \quad E_{ij} > 1; \end{cases}$$

$$\beta = (1 - \alpha) K_{ij},$$

где W_{vi} — количество паровой фазы, отбираемой с i -й ступени; F_{vi} — количество паровой фазы, подаваемой в питание на i -ю ступень; S_j — количество компонента, вводимого в колонну ниже i -й ступени, за вычетом отбора его с фракциями; γ — количество компонента, поступающего на i -ю ступень в паровой фазе; E_{ij} — к. п. д. i -й тарелки по j -му компоненту.

После задания исходных величин, которыми являются: состав и количество питания x_p , F , количество тарелок в колонне

N_i , номер тарелки питания N_p , количество дистиллята D , флегмы R , давление в колонне p , расчет выполняется в следующем порядке: 1) рассчитываются потоки в секциях колонны; 2) задается начальный профиль концентраций жидкости; 3) рассчитываются константы фазового равновесия и температуры на тарелках; 4) задаются граничные концентрации ком-

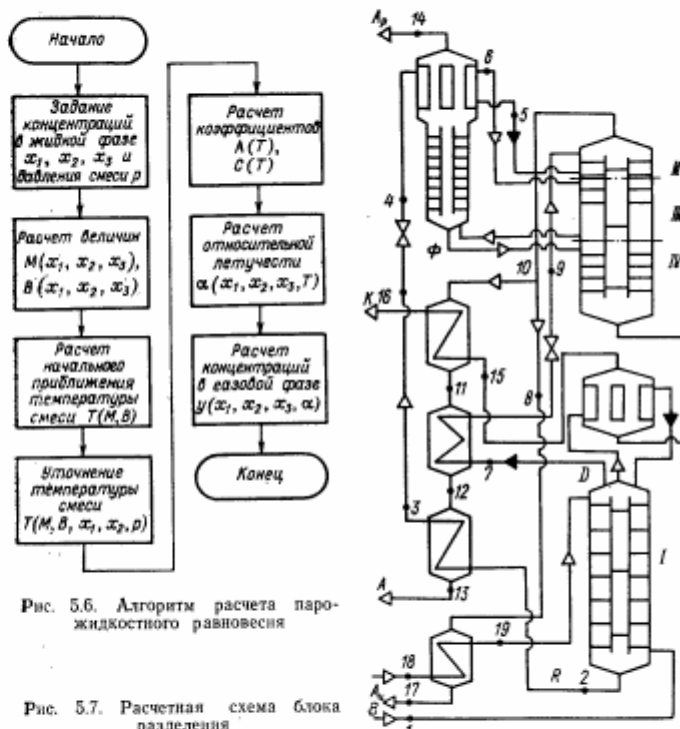


Рис. 5.6. Алгоритм расчета парожидкостного равновесия

Рис. 5.7. Расчетная схема блока разделения

понентов в кубе; 5) рассчитываются граничные концентрации пара и жидкости по высоте колонны; 6) в случае необходимости корректируются граничные концентрации; 7) рассчитываются профили концентраций по высоте колонны; 8) проверяется условие $|1 - \sum_j x_{ji}| \leq \epsilon$, $j=1, 2, \dots, N_i$; при его выполнении расчет окончен; 9) полученные значения концентраций не могут быть использованы на последующей итерации, так как

не выполняются условия $\sum x_i = 1$. Поэтому производится преобразование концентраций с помощью θ -коррекции и возврат к шагу 3.

Метод проектного расчета колонн ректификации кислород — аргон — азот, учитывающий специфику блоков разделения воздуха, разработан в [47]. Для того чтобы избежать итераций при расчете равновесных и рабочих концентраций, получены зависимости, связывающие в явном виде состав пара с составом жидкости и состав жидкости с составом пара при постоянном давлении.

Уравнение рабочей линии получено в виде

$$y_{ji} = x_{pi} + (x_{j-1, i} - x_{pi}) \frac{h_p}{h_p + r_{x, j-1}}, \quad (5.56)$$

где $r_{x, j-1}$ — теплота испарения жидкости, стекающей с $(j-1)$ -й тарелки; индексы p и j относятся к полюсу и произвольной тарелке при отсчете сверху.

Уравнение (5.56) используется при расчете колонны от верхнего сечения к нижнему. При расчете в обратном направлении

$$x_{i+1, i} = x_{pi} + (y_i - x_{pi}) \frac{h_p + r_p}{h_p + r_p - r_{pi}}, \quad (5.57)$$

где r_{pi} — теплота конденсации пара, поднимающегося с i -й тарелки; r_p — теплота испарения смеси состава x_{pi} ; индекс i относится к произвольной тарелке при отсчете снизу.

Количество жидкости, стекающее с $(j-1)$ -й тарелки, определяется выражением $L = P(h_p/r_{x, j-1})$, где $P = G - L$ — разность количества пара G и жидкости L , определенная из уравнения материального баланса данной секции колонны.

Для воздухоразделительных колонн различных типов рекомендуются следующие направления расчета. На нижних тарелках верхней колонны, предназначенных для получения чистого кислорода, практически происходит ректификация смеси кислород — аргон. Расчет таких колонн следует проводить сверху вниз, приняв содержание азота в получаемом кислороде равным нулю. В таком же направлении необходимо проводить расчет аргоновых колонн, на нижних тарелках которых содержание азота практически не меняется. Это же направление расчета целесообразно при получении нижнего продукта невысокой чистоты.

Для многосекционных колонн с боковыми отборами применяются встречные методы расчета. Во встречных методах осуществляется поиск тарелки питания, для которой удовлетворяются уравнения материального баланса по всем компонентам при заданных составах продуктов разделения.

Расчет узла ректификации воздухоразделительной установки. Исходные данные. Расчет выполняется при $B=1$ кмоль перерабатываемого воздуха.

1. Концентрации: воздуха $y_1^a = 20,93\%$, $y_2^a = 0,932\%$; кислорода $y_1^k = 99,7\%$, $y_2^k = 0,3\%$; азота $y_1^z = 0,0005\%$; сырого аргона $y_1^{ap} = 2\%$; $y_2^{ap} = 96\%$, $y_3^{ap} = 2\%$; аргоновой флегмы $y_1^f = 85\%$; $y_2^f = 15\%$; кубовой жидкости $x_1^k = 30\%$; азотной флегмы $x_1^f = 0,0005\%$.

2. Рабочее давление в колоннах: в нижней 0,58 МПа, в верхней и аргоновой 0,136 МПа.

3. Приток теплоты из окружающей среды в узел ректификации $q = -130$ кДж/кмоль, в том числе: в нижнюю ректификационную колонну $q_{n, k} = -25$ кДж/кмоль, в верхнюю ректификационную колонну $q_{n, n} = 45$ кДж/кмоль, в конденсатор $q_k = 20$ кДж/кмоль, в охладитель жидкого кислорода $q_o^k = 3$ кДж/кмоль, охладитель азотной флегмы $q_o^f = 3$ кДж/кмоль, охладитель кубовой жидкости $q_o^k = 3$ кДж/кмоль, колонну сырого аргона $q_{s, k} = 20$ кДж/кмоль, в аргоновый конденсатор $q_a = 11$ кДж/кмоль.

4. Коэффициент извлечения аргона из воздуха $\beta = 0,91$.

Расчетная схема установки приведена на рис. 5.7.

Количества продуктов разделения. Количество получаемого сырого аргона

$$Ar = \frac{By_2^a \beta}{y_2^{ap}} = \frac{1 \cdot 0,932 \cdot 0,91}{96} = 0,00883 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Количество продукционного кислорода

$$K = \frac{B(y_1^k - y_1^a) - Ar(y_1^{ap} - y_1^a)}{y_1^k - y_1^a} = \frac{1(20,93 - 0,0005) - 0,00883(2 - 0,0005)}{99,7 - 0,0005} = 0,2098 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Количество продукционного азота

$$A = B - K - Ar = 1 - 0,2098 - 0,00883 \approx 0,7814 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Содержание аргона в азоте

$$y_2^z = \frac{By_2^a - Ky_2^k - Ar y_2^{ap}}{A} = \frac{1 \cdot 0,932 - 0,2098 \cdot 0,3 - 0,00883 \cdot 96}{0,7814} = 0,0281 \text{ \%}$$

Количество азотной флегмы

$$N = \frac{x_1^R - y_1^z}{x_1^R - x_1^N} = \frac{30 - 20,93}{30 - 0,0005} = 0,302 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Из предварительных расчетов принимаем количество азота циркуляционного цикла $A_c = 0,2$ кмоль/кмоль; тогда общее количество флегмы D , идущей в верхнюю колонну, составит

$$D = N + A_c = 0,302 + 0,2 = 0,502 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Количество кубовой жидкости

$$R = B - N = 1 - 0,302 = 0,698 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Тепловые балансы охладителей и циркуляционного теплообменника.

1. Охладитель жидкого кислорода. Уравнение теплового баланса

$$A(h_{11} - h_{10}) = K(h_{15} - h_{16}) + q_o^k;$$

отсюда

$$h_{11} = h_{10} + \frac{K(h_{15} - h_{16}) + q_0^k}{A},$$

где $h_{10} = 2213$ кДж/кмоль ($T_{10} = 80,2$ К — температура насыщения азота при $p_a = 0,14$ МПа); $h_{15} = -4050$ кДж/кмоль ($T_{15} = 94,4$ К — температура насыщения кислорода при $p_a = 0,155$ МПа).

Принимаем охлаждение кислорода $\Delta T_k = T_{15} - T_{16} = 6,5$ К; тогда $T_{16} = 94,4 - 6,5 = 87,9$ К; $h_{16} = -4400$ кДж/кмоль и

$$h_{11} = 2213 + \frac{0,2098(-4050 - (-4400)) + 3,0}{0,7814} = 2311 \text{ кДж/кмоль};$$

соответственно $T_{11} = 83,2$ К при $p_a = 0,14$ МПа.

2. Охладитель азотной флегмы. Уравнение теплового баланса

$$A(h_{12} - h_{11}) = D(h_7 - h_8) + q_0^a;$$

отсюда

$$h_{12} = h_{11} + \frac{D(h_7 - h_8) + q_0^a}{A},$$

где $h_{11} = 2311$ кДж/кмоль; $h_7 = -2206$ кДж/кмоль ($T_7 = 97,5$ К — температура насыщения азота при $p_N = 0,65$ МПа).

Принимаем охлаждение азотной флегмы $\Delta T_N = T_7 - T_8 = 10$ К; тогда $T_8 = 97,5 - 10 = 87,5$ К; $h_8 = -2805$ кДж/кмоль и

$$h_{12} = 2311 + \frac{0,502(-2206 - (-2805)) + 3,0}{0,7814} = 2700 \text{ кДж/кмоль};$$

соответственно $T_{12} = 95,2$ К при $p_a = 0,135$ МПа.

3. Охладитель кубовой жидкости. Уравнение теплового баланса

$$A(h_{13} - h_{12}) = R(h_2 - h_3) + q_0^R;$$

отсюда

$$h_3 = h_2 + \frac{q_0^R - A(h_{13} - h_{12})}{R},$$

где $h_2 = -2600$ кДж/кмоль ($T_2 = 100,4$ К — температура насыщения кубовой жидкости при $x_1^k = 30\%$).

Принимаем разность температур на теплоемкостях охладителя $\Delta T = T_2 - T_3 = 2,4$ К; тогда $T_3 = 100,4 - 2,4 = 98$ К; $h_3 = -2775$ кДж/кмоль (при $p_a = 0,13$ МПа) и

$$h_3 = -2600 + \frac{3 - 0,7814(2775 - 2700)}{0,698} = -2679 \text{ кДж/кмоль};$$

соответственно $T_3 = 97,8$ К.

4. Циркуляционный теплообменник. Уравнение теплового баланса

$$A_u(h_{18} - h_{19}) = A_d(h_{17} - h_{10});$$

отсюда $h_{17} = h_{18} - h_{19} + h_{10}$, где $h_{18} = 9060$ кДж/кмоль (при $p_a = 0,65$ МПа и $T_{18} = 313$ К); $h_{19} = 2447$ кДж/кмоль ($T_{19} = 97,5$ К — температура насыщения азота при $p_a = 0,65$ МПа); $h_{10} = 2213$ кДж/кмоль;

$$h_{17} = 9060 - 2447 + 2213 = 8826 \text{ кДж/кмоль};$$

соответственно $T_{17} = 303,5$ К при $p_a = 0,14$ МПа.

148

Расчет процесса ректификации в нижней колонне. 1. Параметры воздуха на входе в нижнюю колонну. Из уравнения теплового баланса узла ректификации следует

$$Vh_1 = K h_{16} + A h_{15} + Ar h_{14} + A_u(h_{10} - h_{16}) - q = 0,2098(-4400) + 0,7814 \cdot 2775 + 0,00883 \cdot 1768 + 0,2(2213 - 2447) - 130 = 1091,5 \text{ кДж/кмоль},$$

где $h_{14} = 1768$ кДж/кмоль ($T_{14} = 90$ К — температура насыщения аргона при $p_{ар} = 0,12$ МПа). Тогда $T_1 = 100,5$ К (при $p_a = 0,65$ МПа).

2. Тепловой поток в конденсаторе. Из уравнения теплового баланса нижней колонны находим

$$Q_k = Vh_1 + q_{н.к} + 0,5q_k - Dh_7 - Rh_2 + A_d h_{16} = 1091,5 + 25 + 0,5 \cdot 20 - 0,502(-2206) - 0,698(-2600) + 0,2 \cdot 2447 = 4539 \text{ кДж/кмоль}.$$

Из уравнения теплового баланса верхней колонны

$$Q_k = (A + A_u)h_{10} + K h_{15} - Dh_8 - Rh_3 - q_{н.к} - 0,5q_k = (0,7814 + 0,2)2213 + 0,2098(-4050) - 0,502(-2805) - 0,698(-2679) - 45 - 0,5 \cdot 20 = 4538 \text{ кДж/кмоль}.$$

Расхождение в тепловых потоках в конденсаторе, полученных из балансов нижней и верхней колонны, весьма мало. Поэтому для дальнейших расчетов принимаем $Q_k = 4538$ кДж/кмоль.

3. Определение координат полюса нижней колонны. В полюсе (рис. 5.8) концентрация $x_{P_1} = 0,0005\% \text{ O}_2$.

Энтальпия в полюсе P_1

$$h_{P_1} = \frac{Vh_1 - Rh_2 + q_{н.к} + 0,5q_k}{V - R} = \frac{1091,5 - 0,698(-2600) + 25 + 5,5 \cdot 20}{1 - 0,698} = 9630 \text{ кДж/кмоль}.$$

Количество жидкости, проходящей в колонне,

$$L_1 = N \frac{|P_1 \beta|}{|\beta R|} = 0,302 \cdot 1,388 = 0,419 \text{ кмоль/кмоль}.$$

Количество пара

$$G_1 = L_1 + N = 0,419 + 0,302 = 0,721 \text{ кмоль/кмоль}.$$

Флегмовое отношение

$$\frac{L_1}{G_1} = \frac{0,419}{0,721} = 0,581.$$

4. Определение числа теоретических тарелок для нижней колонны. Построение рабочих линий и определение числа теоретических тарелок в нижней колонне производят на диаграмме равновесия жидкость — пар для системы $\text{O}_2 - \text{Ar} - \text{N}_2$ (рис. 5.9 и 5.10) при $p = 0,58$ МПа.

Рабочая линия в кислородной части диаграммы $x - y$ представляет собой прямую, проходящую через полюс P_1 ($x_{P_1} = y_{P_1} = 0,0005\% \text{ O}_2$) и точку С. Координаты этой точки ($x_C = 30\% \text{ O}_2$; $y_C = 17,5\% \text{ O}_2$) определяются на диаграмме $h - x$, у точками пересечения крайней координаты для нижней колонны P_1R с пограничными линиями жидкости и пара.

Принимаем содержание аргона в азотной флегме $x_2^N = 0,011\%$. Затем из уравнения материального баланса нижней колонны по аргону определим содержание аргона в кубовой жидкости:

$$x_2^R = \frac{V y_2^N - N x_2^N}{V - N} = \frac{1 \cdot 0,932 - 0,302 \cdot 0,011}{1 - 0,302} = 1,33\%.$$

149

Рабочая линия в аргоновой части диаграммы $x-y$ является прямой, проходящей через полюс P_1 ($x_{P_1} = y_{P_1} = 0,001 \% \text{ Ar}$) под тем же углом к оси x , что и рабочая линия в кислородной части диаграммы $x-y$.

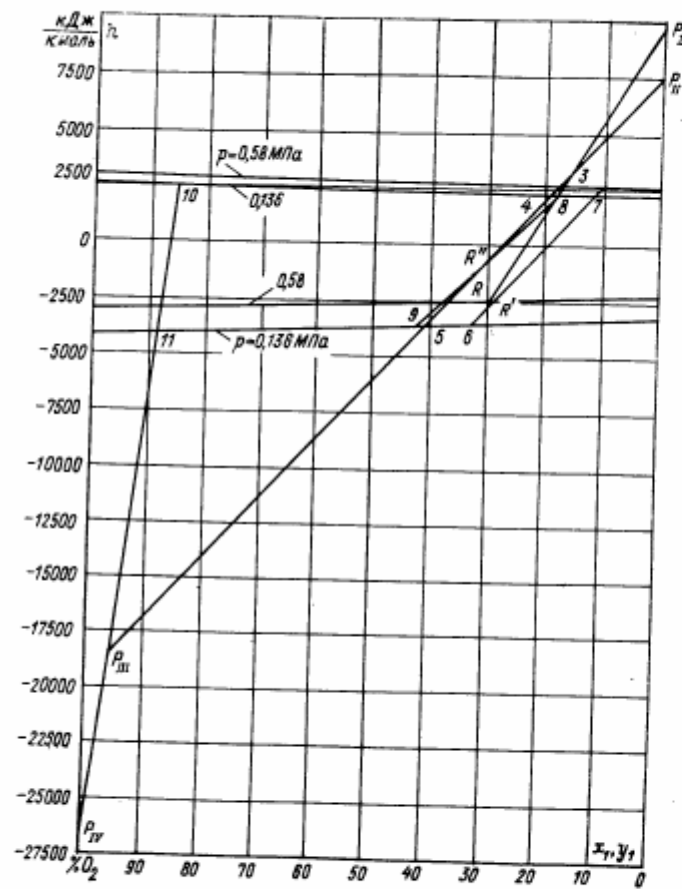


Рис. 5.8. Диаграмма $n-x, y$ для смеси кислород-азот

Нумерация теоретических тарелок возрастает от конденсатора (см. рис. 5.7) вниз по колонне (табл. 5.2). Получено число теоретических тарелок нижней колонны $n_{н.к.} = 32$.

Расчет процесса ректификации в колонне сырого аргона. 1. Материальные и тепловые балансы колонны сырого аргона. Поток жидкости и пара

150

в нижней части верхней колонны (см. рис. 5.7) связаны соотношением $L_{IV} - G_{IV} = K$. С другой стороны,

$$G_{IV} = \frac{Q_K}{r_{O_2}} = \frac{4538}{6676} = 0,679 \text{ кмоль/кмоль,}$$

где $r_{O_2} = 6676$ кДж/кмоль — теплота испарения кислорода.

Таблица 5.2

Расчетный состав пара и жидкости на тарелках нижней колонны

Номер теоретической тарелки	$y_1, \%$	$x_2, \%$	$y_2, \%$	$x_3, \%$
1	0,00050	0,00127	0,0110	0,0216
2	0,00095	0,00231	0,0170	0,0328
3	0,00155	0,00372	0,0234	0,0454
4	0,00235	0,00557	0,0308	0,0592
5	0,00345	0,00829	0,0388	0,0752
6	0,00500	0,0121	0,0482	0,0931
7	0,00725	0,0172	0,0584	0,115
8	0,01035	0,0245	0,0722	0,141
9	0,0146	0,0347	0,0855	0,168
10	0,0200	0,0488	0,103	0,200
11	0,0284	0,0689	0,122	0,234
12	0,0400	0,0968	0,142	0,275
13	0,0565	0,135	0,165	0,322
14	0,0728	0,186	0,192	0,371
15	0,108	0,256	0,221	0,428
16	0,149	0,353	0,254	0,492
17	0,205	0,487	0,292	0,572
18	0,285	0,685	0,332	0,653
19	0,402	0,945	0,378	0,735
20	0,548	1,31	0,431	0,836
21	0,761	1,81	0,485	0,942
22	1,06	2,51	0,548	1,048
23	1,43	3,38	0,609	1,164
24	1,92	4,51	0,677	1,283
25	2,57	6,12	0,746	1,391
26	3,55	8,12	0,807	1,482
27	4,68	10,6	0,862	1,536
28	6,22	13,8	0,892	1,555
29	8,12	18,0	0,908	1,536
30	10,4	22,5	0,898	1,465
31	13,1	27,3	0,854	1,368
32	15,9	32,2	0,791	1,237

Тогда

$$L_{IV} = G_{IV} + K = 0,679 + 0,2098 \approx 0,889 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Содержание кислорода в жидкой аргоновой фракции принимаем равным его содержанию в жидкости, которая стекает с тарелки, расположенной над местом отбора фракции.

Из материального баланса нижней части верхней колонны

$$L_{IV} x_1^{\phi} = G_{IV} y_1^{\phi} + K y_1^K$$

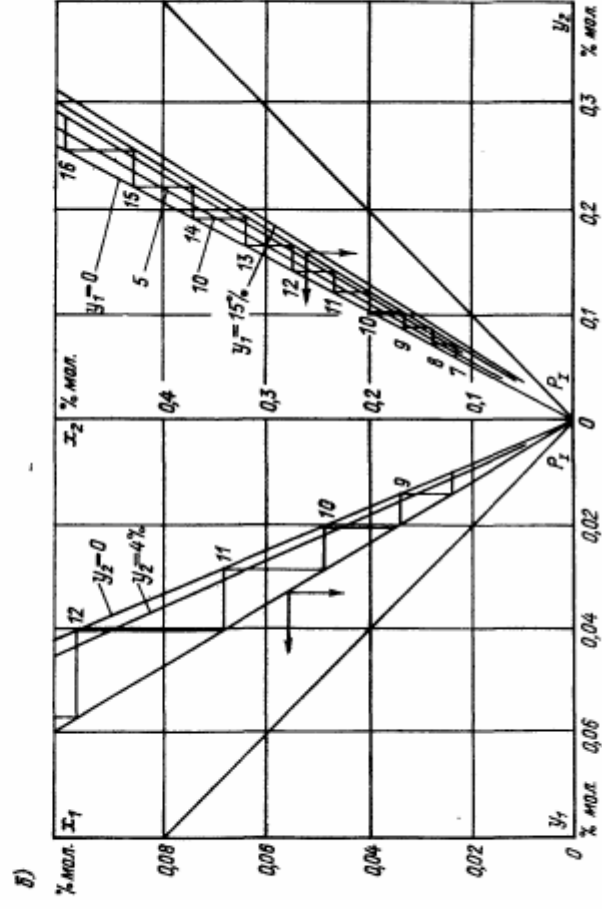
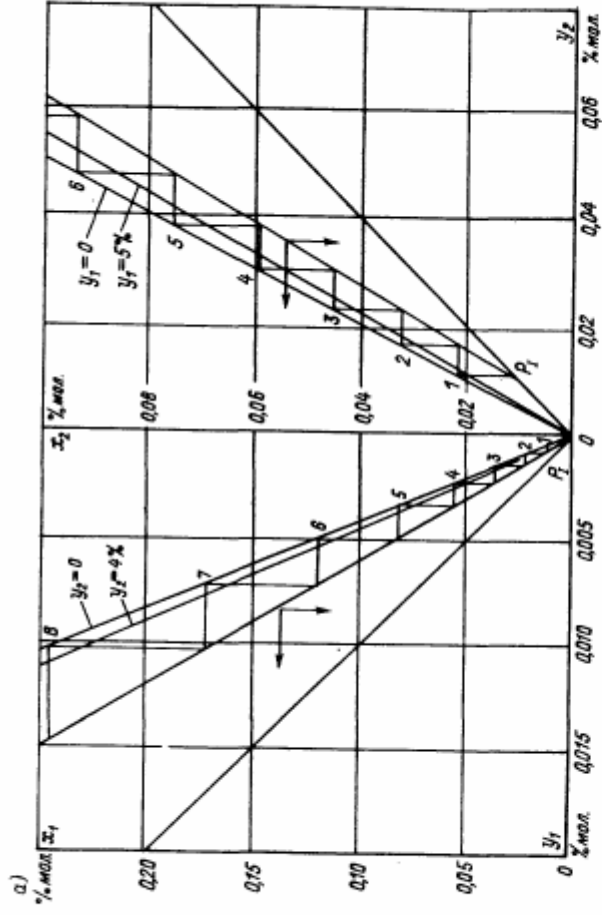
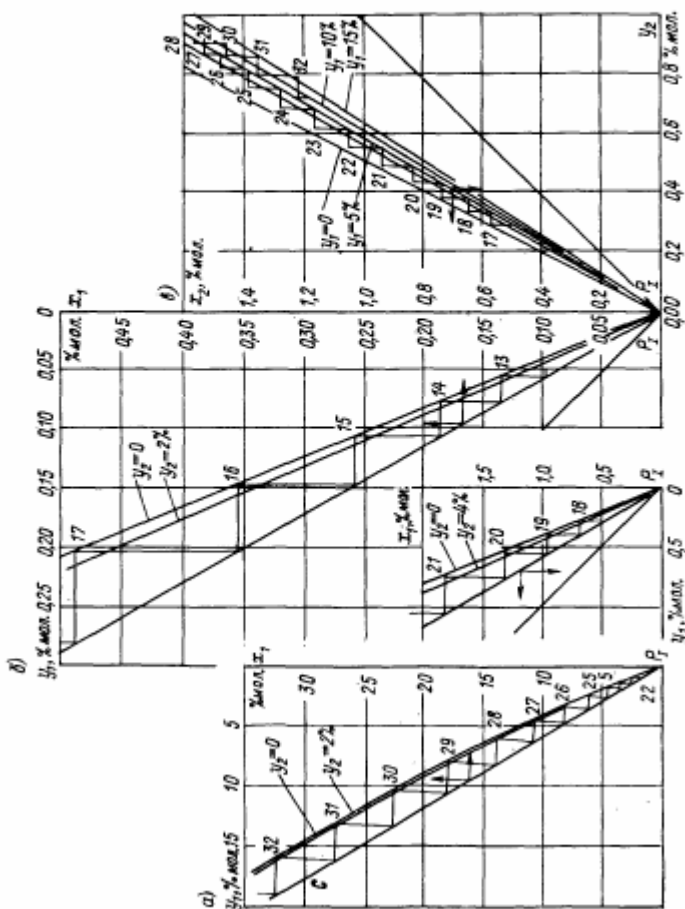


Рис. 5.9. Диаграмма для определения числа теоретических тарелок в нижней колонне: а — $y_1=0 \div 0.015$ %; б — $y_1=0.01 \div 0.06$ %

Рис. 5.10. Диаграмма для определения числа теоретических тарелок в нижней колонне: $a - y_1 = 1,0 \pm 20\%$; $b - y_1 = 0,20 \pm 1,5\%$; $c - y_1 = 0,05 \pm 0,03\%$



следует, что содержание кислорода в жидкой аргоновой фракции

$$x_1^{\phi} = y_1^{\phi} + \frac{K}{L_{1V}} (y_1^x - y_1^{\phi}) = 85 + \frac{0,2098}{0,889} (99,7 - 85) = 88,47\%$$

Из уравнений материального баланса аргоновой колонны по кислороду определим количество поступающей в нее газообразной фракции

$$\Phi_r = \text{Ar} \frac{x_1^{\phi} - y_1^{\text{пр}}}{x_1^{\phi} - y_1^{\phi}} = 0,00883 \frac{88,47 - 2}{88,47 - 85} = 0,220 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Тогда количество жидкой аргоновой фракции составит

$$\Phi_{\text{ж}} = \Phi_r - \text{Ar} = 0,220 - 0,00883 \approx 0,211 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Принимаем отношение содержания азота в паре к содержанию азота в жидкости (при малых содержаниях азота) $y_3^{\phi}/x_3^{\phi} = 3,3$.

Из материального баланса аргоновой колонны по азоту

$$\text{Ar} y_3^{\text{пр}} = \Phi y_3^{\phi} - \Phi_{\text{ж}} x_3^{\phi}$$

или

$$\text{Ar} y_3^{\text{пр}} = (3,3\Phi_r - \Phi_{\text{ж}}) y_3^{\phi}$$

определим содержание азота в жидкой аргоновой фракции:

$$x_3^{\phi} = \frac{\text{Ar} y_3^{\text{пр}}}{3,3\Phi_r - \Phi_{\text{ж}}} = \frac{0,00883 \cdot 2}{0,220 \cdot 3,3 - 0,211} = 0,0343\%$$

$$y_3^{\phi} = 3,3x_3^{\phi} = 3,3 \cdot 0,0343 = 0,113\%$$

Содержание аргона в газообразной аргоновой фракции при этом составит

$$y_2^{\phi} = 100 - y_1^{\phi} - y_3^{\phi} = 100 - 85 - 0,113 = 14,887\%$$

а содержание аргона в жидкой аргоновой фракции будет

$$x_2^{\phi} = 100 - x_1^{\phi} - x_3^{\phi} = 100 - 88,47 - 0,0343 = 11,496\%$$

2. Тепловой поток в конденсаторе колонны сырого аргона

$$Q_{\text{а.к}} = \Phi_{\text{ж}} r_{\text{ар}} = 0,211 \cdot 6380 = 1348 \text{ кДж/кмоль,}$$

где $r_{\text{ар}} = 6380$ кДж/кмоль — теплота испарения сырого аргона.

В межтрубное пространство конденсатора подается жидкость состава 30% O_2 и 70% ($\text{N}_2 + \text{Ar}$) в количестве $R = 0,698$ кмоль/кмоль.

Количество пара, отводимого из межтрубного пространства конденсатора, складывается из количества пара $R_{\text{н.к.к}}$, получаемого в результате испарения кубовой жидкости в конденсаторе, и количества пара $R_{\text{др.}}$, образующегося при дросселировании;

$$R_{\text{др}}^{\text{н}} = \alpha R = 0,1625 \cdot 0,698 = 0,114 \text{ кмоль/кмоль,}$$

где α — коэффициент испарения, определяемый по диаграмме $h-x, y$ (см. рис. 5.8);

$$\alpha = \frac{|R'6|}{|6, 7|} = 0,1625;$$

$$R_{\text{др}}^{\text{к}} = R - R_{\text{др}}^{\text{н}} = 0,698 - 0,114 = 0,584 \text{ кмоль/кмоль;}$$

$$R_{\text{конд}}^{\text{н}} = Q_{\text{а.к}} / r_R,$$

где r_R — теплота испарения кубовой жидкости, определяемая по правилу аддитивности.

Концентрация кислорода в кубовой жидкости после дросселирования (по диаграмме $h-x, y$) $x_{др}^k = 33,5\% \text{ O}_2$. Тогда

$$r_R = 0,665r_{N_2} + 0,335r_{O_2} = 0,665 \cdot 5330 + 0,335 \cdot 7006 = 5890 \text{ кДж/кмоль};$$

здесь $r_{N_2} = 5330$ кДж/кмоль и $r_{O_2} = 7006$ кДж/кмоль — скрытая теплота испарения соответственно азота и кислорода при температуре смеси;

$$R_{\text{конд}}^n = \frac{1348}{5890} = 0,229 \text{ кмоль/кмоль}.$$

Общее количество пара, отводимого из конденсатора,

$$R^n = R_{\text{конд}}^n + S_{др}^n = 0,229 + 0,114 = 0,343 \text{ кмоль/кмоль}.$$

Количество жидкости, поступающей в верхнюю колонну,

$$R^k = R - R^n = 0,698 - 0,343 = 0,355 \text{ кмоль/кмоль}.$$

Повышение энтальпии кубовой жидкости в аргоном конденсаторе

$$\Delta h_R = \frac{Q_{в.к.}}{R} = \frac{1348}{0,698} = 1928 \text{ кДж/кмоль}.$$

3. Построение рабочих линий и определение числа теоретических тарелок в колонне сырого аргона производят на диаграмме равновесия тройной смеси, состоящей из диаграммы $x-y$ для аргона и диаграммы $x-y$ для азота (рис. 5.11).

Рабочая линия в аргоновой части диаграммы представляет собой прямую, проходящую через полюс P_V ($x_{P_V} = y_{P_V} = 96\% \text{ Ar}$) и точку Φ_2 ($x_{\Phi_2} = 11,496\% \text{ Ar}$, $y_{\Phi_2} = 14,887\% \text{ Ar}$). В азотной части диаграммы рабочая линия проходит через полюс P_V ($x_{P_V} = y_{P_V} = 2\% \text{ N}_2$) и точку Φ_3 ($x_{\Phi_3} = 0,0343\% \text{ N}_2$, $y_{\Phi_3} = 0,113\% \text{ N}_2$).

Нумерация теоретических тарелок в аргоновой колонне возрастает от конденсатора вниз по колонне (табл. 5.3).

Таблица 5.3

Расчетный состав пара и жидкости на тарелках аргоновой колонны

Номер теоретической тарелки	%		Номер теоретической тарелки	%		Номер теоретической тарелки	%		Номер теоретической тарелки	%	
	y_{Ar}	x_{Ar}		y_{Ar}	x_{Ar}		y_{N_2}	x_{N_2}		y_{N_2}	x_{N_2}
1	96,0	97,0	12	92,8	91,8	23	80,1	76,3	34	44,1	36,5
2	97,0	97,4	13	92,1	90,8	24	78,3	75,2	35	39,1	31,7
3	97,4	97,0	14	91,3	90,0	25	76,2	72,7	36	34,5	27,1
4	97,1	96,6	15	90,5	89,1	26	73,9	69,9	37	30,2	23,3
5	96,6	96,1	16	89,5	88,0	27	71,2	66,9	38	26,3	19,9
6	96,1	95,5	17	88,4	86,9	28	68,2	63,6	39	23,1	17,0
7	95,6	95,0	18	87,4	85,6	29	65,0	59,8	40	20,4	14,7
8	95,2	94,5	19	86,2	84,3	30	61,4	55,8	41	18,1	13,0
9	94,6	93,9	20	84,9	82,7	31	57,8	51,4	42	16,4	11,6
10	94,0	93,2	21	83,5	81,1	32	53,5	46,6	43	15,1	10,7
11	93,4	92,6	22	81,9	79,3	33	48,9	41,6			

Расчет процесса ректификации в верхней колонне. 1. Определение координат полюсов верхней колонны. Секция II. В полюсе P_{II} (см. рис. 5.8) концентрация $x_{P_{II}} = 0,0005\% \text{ O}_2$.

Энтальпия в полюсе

$$h_{P_{II}} = \frac{(A + A_0)h_{10} - Dh_9 - 0,4q_{a,k}}{A + A_{II} - D} = \frac{(0,7814 + 0,2)2213 - 0,502(-2805) - 0,4 \cdot 45}{0,7814 + 0,2 - 0,502} = 7400 \text{ кДж/кмоль},$$

где $h_9 - h_8 = -2805$ кДж/кмоль.

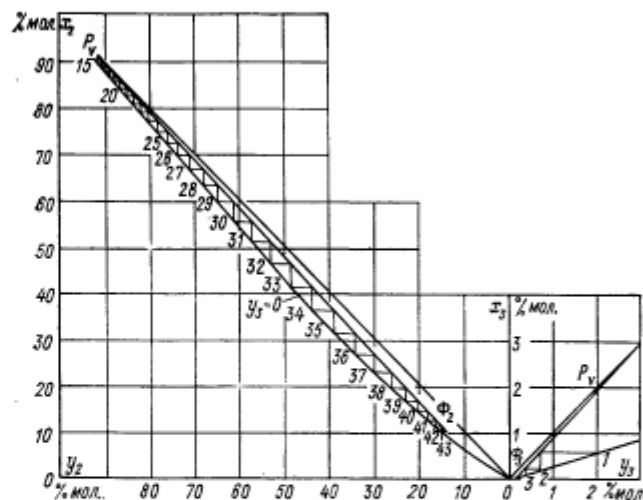


Рис. 5.11. Диаграмма для определения числа теоретических тарелок в аргоновой колонне

Секция III. Из уравнений материального и теплового балансов замкнутого контура, включающего в себя нижнюю часть верхней колонны и аргоновую колонну, находим

$$x_{P_{III}} = \frac{K y_1^k + Ar y_1^{sp}}{K + Ar} = \frac{0,2098 \cdot 99,7 + 0,00883 \cdot 2}{0,2098 + 0,00883} = 95,7\% \text{ O}_2;$$

$$h_{P_{III}} = \frac{K h_{15} + Ar h_{14} - Q_k - Q_{a,k}}{K + Ar} = \frac{0,2098(-4050) + 0,00883 \cdot 1768 - 4538 + 1348}{0,2098 + 0,00883} = -18450 \text{ кДж/кмоль}.$$

Секция IV. Из материального и теплового балансов нижней части верхней колонны находим $x_{P_{IV}} = 99,7\% \text{ O}_2$ и

$$h_{P_{IV}} = \frac{K h_{13} - Q_k}{K} = \frac{0,2098(-4050) - 4538}{0,2098} = -25700 \text{ кДж/кмоль}.$$

2. Количество жидкости и пара в верхней колонне. Секция II:

$$L_{II} = (A + A_{II} - D) \frac{|P_{II}^{\#}|}{|4,5|} = (0,7814 + 0,2 - 0,502) 0,839 = 0,402 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$G_{II} = L_{II} + A + A_{II} - D = 0,402 + 0,7814 + 0,2 - 0,502 = 0,882 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$\frac{L_{II}}{G_{II}} = \frac{0,402}{0,882} = 0,456.$$

Секция III:

$$L_{III} = (K + Ar) \frac{|P_{III}^{\#}|}{|4,5|} = (0,2098 + 0,00883) \cdot 3,46 = 0,758 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$G_{III} = L_{III} - K + Ar = 0,758 - 0,2098 - 0,00883 = 0,539 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$\frac{L_{III}}{G_{III}} = \frac{0,758}{0,539} = 1,406.$$

Секция IV:

$$L_{IV} = K \frac{|P_{IV}^{10}|}{|10, II|} = 0,2098 \cdot 4,24 = 0,889 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$G_{IV} = L_{IV} - K = 0,889 - 0,2098 = 0,679 \text{ кмоль/кмоль};$$

$$\frac{L_{IV}}{G_{IV}} = \frac{0,889}{0,679} = 1,31.$$

3. Определение числа теоретических тарелок в верхней колонне осуществляется по описанной методике: для секции II — вниз по колонне, для секций III и IV — от места отбора аргонной фракции (табл. 5.4).

4. Определение состава и уровня ввода кубовой жидкости. Из диаграммы $h-x, y$ видно, что после дросселирования кубовая жидкость содержит $x_{HP} = 33,5\% \text{ O}_2$ (см. рис. 5.8).

По диаграмме $h-x, y$ устанавливаем, что после испарения кубовой жидкости в конденсаторе $x_1^{R'} = 42,5\% \text{ O}_2$ (точка 9 на рис. 5.8). Кроме того, по диаграмме $x-y$ находим $x_2^{R'} = 1,74\%$.

Полагая, что кубовая жидкость вводится после n -й теоретической тарелки секции II колонны, определим состав жидкости, поступающей на верхнюю тарелку секции III:

$$x = x^{II} \frac{L_{II}}{L_{III}} + x^{R'} \frac{R_{ж}}{L_{III}}.$$

Для $n=23$

$$x_1^{23} = 32,2 \frac{0,402}{0,758} + 42,5 \frac{0,355}{0,758} = 37,1\%;$$

$$x_2^{23} = 2,64 \frac{0,402}{0,758} + 1,74 \frac{0,355}{0,758} = 2,22\%;$$

для $n=24$

$$x_1^{24} = 39,1 \frac{0,402}{0,758} + 42,5 \frac{0,355}{0,758} = 40,6\%;$$

$$x_2^{24} = 2,12 \frac{0,402}{0,758} + 1,74 \frac{0,355}{0,758} = 1,94\%.$$

Таблица 5.4

Расчетный состав пара и жидкости на тарелках верхней колонны

Номер теоретической тарелки	$y_1, \%$	$x_1, \%$	$y_2, \%$	$x_2, \%$
Секция II				
1	0,0005	0,0016	0,0281	0,071
2	0,0010	0,0033	0,055	0,135
3	0,0018	0,0059	0,085	0,211
4	0,0030	0,0102	0,121	0,300
5	0,0049	0,0167	0,162	0,382
6	0,0079	0,0265	0,203	0,500
7	0,0124	0,0422	0,254	0,615
8	0,0195	0,0675	0,305	0,738
9	0,0310	0,107	0,362	0,885
10	0,0485	0,166	0,427	1,04
11	0,0752	0,246	0,500	1,21
12	0,113	0,376	0,577	1,39
13	0,169	0,531	0,661	1,60
14	0,256	0,856	0,753	1,82
15	0,388	1,32	0,853	2,05
16	0,60	2,14	0,958	2,31
17	1,02	3,42	1,08	2,56
18	1,63	5,48	1,19	2,82
19	2,58	8,54	1,31	3,01
20	4,02	12,84	1,40	3,13
21	6,08	18,6	1,45	3,10
22	8,45	24,9	1,44	2,96
23	11,5	32,2	1,38	2,64
24	14,9	39,1	1,23	2,12
Секция III				
1	82,7	88,47	15,53	11,427
2	79,0	86,9	15,81	11,991
3	72,9	84,3	15,07	12,12
4	62,0	79,8	13,44	11,61
5	47,4	72,2	10,18	10,48
6	32,5	61,7	6,44	8,18
7	22,5	51,1	3,73	5,52
8	17,6	43,8	2,12	3,53
9	15,7	40,4	1,33	2,4
10	14,9	39,0	0,98	1,9
Секция IV				
1	85,0	89,3	14,887	10,41
2	85,9	90,0	13,51	9,47
3	86,9	90,8	12,26	8,54
4	88,0	91,6	11,08	7,56
5	88,9	92,4	9,92	6,81
6	89,9	93,1	8,84	5,98
7	90,9	93,9	7,72	5,22
8	92,0	94,6	6,71	4,54
9	92,8	95,1	5,82	3,89
10	93,5	95,6	5,01	3,31
11	94,1	96,0	4,26	2,78

Продолжение табл. 5.4

Номер теоретической тарелки	$y_i, \%$	$x_i, \%$	$W_i, \%$	$x_i, \%$
12	94,6	96,3	3,53	2,31
13	95,1	96,8	2,94	1,91
14	95,6	97,1	2,41	1,53
15	96,1	98,5	1,98	1,25
16	98,42	98,96	1,58	1,04
17	98,73	99,28	1,27	0,82
18	98,96	99,36	1,04	0,64
19	99,22	99,51	0,78	0,49
20	99,44	99,63	0,56	0,37
21	99,60	99,74	0,40	0,26

Графически определяем, что кубовая жидкость вводится после 24-й тарелки секции II на 10-ю тарелку секции III колонны, т. е. $n_{a, II} = 24$, а $n_{a, III} = 10$.

Интерполяцией составов жидкости, стекающей с 20-й и с 21-й тарелок, находим число тарелок в секции IV колонны:

$$n_{a, IV} = 20 + \frac{x_2^{20} - x_2^k}{x_2^{20} - x_2^{21}} = 20 + \frac{0,37 - 0,3}{0,37 - 0,26} = 20,64 \approx 21.$$

5.4. Кинетические характеристики ректификационных аппаратов с ситчатыми тарелками

Основной целью кинетического расчета тарельчатых аппаратов является определение эффективности ректификационных тарелок. При проектировании ректификационных колонн воздуходелительных установок под эффективностью обычно понимали отношение числа теоретических тарелок, необходимого для заданной степени разделения, к числу действительных тарелок. Эта величина в зависимости от конструкции тарелки и состава разделяемой смеси рекомендовалась на основе прямой аналогии как 0,25—0,9, а число теоретических тарелок определялось из термодинамического расчета процесса ректификации, проведенного тем или иным методом.

В настоящее время существуют достаточно строгие модели массопереноса на ситчатой тарелке, позволяющие определить все виды эффективности тарелки и секции разделительного аппарата в целом с учетом гидродинамических условий и физико-химических свойств разделяемой смеси.

Кинетический расчет процессов разделения, проводимых при низких температурах, не требует специальных методов, отличных от принятых в теории ректификации, но обычно излагался в отрыве от нее вследствие необычных условий процесса.

Степень приближения к равновесию в процессе массообмена в конкретной точке тарелки характеризуется локальной эффективностью

$$E_{xi} = \frac{y_{n+1, i} - y_{ni}}{y_{n+1, i} - y_{ni}}, \quad (5.58)$$

где i — номер компонента; n — номер тарелки.

Локальная эффективность непосредственно связана с коэффициентом массоотдачи и площадью поверхности контакта фаз,

$$E_x = 1 - \exp\left(-\frac{K_o y F}{G}\right) \quad (5.59)$$

или

$$E_x = 1 - \exp(-N_o y). \quad (5.60)$$

Так как на реальной тарелке существует градиент концентраций, величина E_x изменяется в пределах ступени.

Отличие действительного изменения концентрации на реальной тарелке от изменения на теоретической характеризуется эффективностью тарелки (к. п. д. Мерффи)

$$E_M = \frac{\bar{y}_{n+1} - \bar{y}_n}{y_{n+1} - y_n}, \quad (5.61)$$

где \bar{y}_n и \bar{y}_{n+1} — средний состав пара, поступающего на n -ю тарелку и поднимающегося с n -й тарелки; E_M может быть различной для отдельных компонентов смеси.

Связь между величинами E_x и E_M зависит от характера относительного движения жидкости и пара на тарелке, определяющего степень перемешивания потоков. Без перемешивания (идеальное вытеснение) жидкости

$$E_{M i} = \frac{L}{m_i G} \left[\exp\left(\frac{m_i G}{L} E_x\right) - 1 \right]. \quad (5.62)$$

Уравнения вида $E_M = \varphi(E_x)$ для действительных гидродинамических условий работы тарелок различных конструкций приведены в работах [2, 28]. При ректификации многокомпонентных смесей величины $E_{M i}$ будут различными для отдельных компонентов вследствие различных значений m_i .

Средняя (общая) эффективность тарелки определяется как отношение числа теоретических тарелок n к числу действительных n_d , обеспечивающих заданное разделение:

$$E_o = n/n_d. \quad (5.63)$$

Значение E_o может быть определено как для отдельных секций колонн, так и для участков, состоящих из нескольких тарелок. Величины E_o и E_M связаны соотношением

$$E_o i = \frac{\ln \left[\left(\frac{m_i G}{L} - 1 \right) E_{M i} + 1 \right]}{\ln (m_i G / L)}. \quad (5.64)$$

Для условий работы воздухоразделительных колонн $m_i G/L = 0,7 \div 1,3$, а $E_M = 0,5 \div 1,2$. При этом максимальная разность между E_o и E_M составляет $\pm 8\%$ [47].

Для вычисления локальной эффективности тарелок используются различные методики. Выбор наиболее приемлемой из них для конкретного случая определяется конструктивными особенностями контактного устройства и режимом его работы.

Определению локальной эффективности ситчатых тарелок в условиях низкотемпературной ректификации посвящен ряд экспериментальных работ. В работе Зеллера и Эйгуда установлено, что локальная эффективность при разделении смеси азот — кислород в колонне $d = 2,54$ см колеблется от 71 до 91%. Тенденция образования пены в этой системе обуславливает увеличение эффективности разделения этой смеси. Определена также эффективность разделения двух изотопов кислорода O^{18} и O^{16} в этой же колонне. Хотя физические свойства изотопов очень сходны со свойствами системы кислород — азот, эффективность снижается до 56—65%, поскольку здесь не наблюдается образования пены.

Работы Линде и Хаузена также показали, что смеси, содержащие N_2 в широком диапазоне концентраций (8—95% мол.), образуют при барботаже на тарелке ячеистую пену; для смесей O_2 — Ar отмечено существование слоя светлой жидкости, образование брызг и всплесков. Хазельден и Саргуд указывают, что максимальная высота пены в системе кислород — азот наблюдается при 30% мол. O_2 , этой же концентрации соответствуют максимальные значения локальной эффективности.

Эксперименты Краковского и Наринского показали, что число единиц переноса в паровой фазе прямо пропорционально времени контакта фаз. Значительная величина N_D достигается уже в момент образования пузыря пара в жидкости. Отношение частных коэффициентов массоотдачи в паре и жидкости составляет 1:14. Поскольку сопротивление массопередаче сосредоточено в паровой фазе, локальная эффективность зависит только от поверхности и времени контакта фаз. Поэтому вследствие близости физических свойств компонентов тройной смеси кислород — аргон — азот локальная эффективность для кислорода в тройной смеси и в смеси кислород — азот равны. Также близки эффективности тарелки для всех смесей в области непенящейся жидкости.

Зависимости общего числа единиц переноса и коэффициента эффективности тарелки от концентрации кислорода по [35] показаны на рис. 5.12 и 5.13.

Уравнения для определения числа единиц переноса при ректификации воздуха на ситчатых тарелках с учетом взаимосвязи между явлениями вспенивания и интенсивностью массопереноса получены в [35]. Эксперименты выполнены на тарелках с диаметром отверстий $d_o = 0,9 \div 1,5$ мм; высотой сливной

перегородки 10—30 мм; в диапазоне изменения нагрузок по жидкости 3—13 $m^3/(m \cdot ч)$, скорости пара $w = 0,2 \div 1,6$ м/с.

Зависимость среднего объемного газосодержания двухфазного слоя Φ от скорости и высоты статического слоя жидкости $H_{ст}$ представлена в виде

$$\Phi = \frac{2}{1 + \sqrt{1 + \frac{gH_{ст}}{Kw^2}}} \quad (5.65)$$

Коэффициент K отражает влияние физических свойств взаимодействующих фаз. Для системы кислород — аргон — азот

$$K = K_0(1 + 1,4\Phi), \quad (5.66)$$

где Φ — фактор стабилизации пены.

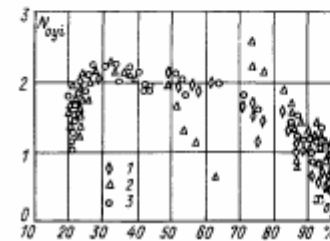


Рис. 5.12. Зависимость общего числа единиц переноса компонентов смеси от концентрации кислорода
1 — азот; 2 — аргон; 3 — кислород

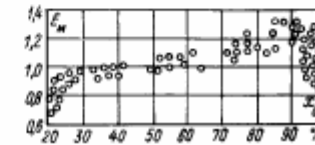


Рис. 5.13. Зависимость эффективности тарелки от концентрации кислорода

Для многокомпонентной смеси при линейной зависимости поверхностного натяжения от состава

$$\Phi = \sum_{i=1}^n \sigma_i \frac{N_{o,yi}}{N_{yi}} (x_i^* - x_i) \quad (5.67)$$

Величина K_0 определена в условиях $w > 0,3$ м/с и отсутствия массообмена

$$K_0 = 1,2 \frac{\mu_{ж} + \mu_{п}}{\rho_{п}} \frac{\rho_{п}}{\rho_{ж} - \rho_{п}} \quad (5.68)$$

Выражения для расчета высоты статического слоя жидкости $H_{ст}$ приведены в § 6.2.

Учет влияния пенообразования на интенсивность массопереноса осуществлялся с помощью приращения газосодержания, обусловленного вспениванием, $\Delta\Phi = \Phi - \Phi_0$, где Φ_0 определяется по формуле (5.65) при $K = K_0$.

С учетом вспенивания числа единиц переноса массы в фазах представлены в виде

$$N_y = N_y^0 (1 + f_y); \quad (5.69)$$

$$N_x = N_x^0 (1 + f_x), \quad (5.70)$$

где $f_y = f_x = f = 0,457 \ln(1 + \Delta\varphi/0,005)$; N_y^0 , N_x^0 — числа единиц переноса без вспенивания.

Определение фазовых сопротивлений массопереносу проведено в предположении линейной зависимости

$$\frac{1}{N_{o,x}} = \frac{1}{N_x^0 (1 + f_x(\Delta\varphi))} + \frac{z}{\pi} \cdot \frac{1}{N_y^0 (1 + f_y(\Delta\varphi))} \quad (5.71)$$

при $\Delta\varphi = \text{const}$. В результате обобщения многочисленных экспериментальных данных по разделению воздуха на установке, имитирующей условия работы колонны однократной ректификации, получены уравнения

$$N_y = 0,88 \text{Re}_{n,1}^{-0,2} \text{Pr}_{x,n}^{-0,5} \left(\frac{H_{ct}}{d_n}\right)^{0,5} (1 + f); \quad (5.72)$$

$$N_x = 1,2 \left(\frac{H_{ct}}{d_n} \cdot \frac{\varphi_0}{1 - \varphi_0}\right)^{1,25} \text{Pr}_{n,k}^{-0,5} (1 + f), \quad (5.73)$$

где $\text{Re}_n = \frac{w d_n}{\nu_{\text{пр}}}$ — число Рейнольдса для пара; $d_n = \sqrt[3]{\frac{4\alpha d_0}{\rho(\rho_k - \rho_n)}}$ — отрывной диаметр пузыря.

С помощью величин N_y и N_x , уравнения аддитивности и выражения (5.60) рассчитывается локальная эффективность. Полученные таким образом значения локальной эффективности следует преобразовать в коэффициенты эффективности тарелок. Эффективность массопередачи по Мерфри является сложной функцией кинетических и гидродинамических характеристик процесса и может быть определена на основе диффузионной либо секционной модели тарелок.

При неполном продольном перемешивании жидкости, поперечной неравномерности потоков в условиях полного перемешивания жидкости по высоте вспененного слоя (для низких барботажных слоев), а также при заметном перемешивании пара в пространстве колонны между тарелками и отсутствии провала жидкости в соответствии с моделью вихревой диффузии [88]

$$\frac{E_M}{E_x} = \frac{1 - \exp(-\eta - \text{Pe})}{(\eta + \text{Pe}) \left(1 + \frac{\eta + \text{Pe}}{\eta}\right)} + \frac{\exp \eta + 1}{\eta \left(1 + \frac{\eta}{\eta + \text{Pe}}\right)}, \quad (5.74)$$

где

$$\eta = \frac{\text{Pe}}{2} \left(\sqrt{1 + \frac{4mE_n}{\text{Pe}}} - 1 \right); \quad \text{Pe} = \frac{z_{jk}^2}{\tau_{jk} D_x};$$

z_{jk} — длина пути потока жидкости; τ_{jk} — время пребывания жидкости на тарелке; D_x — коэффициент турбулентной диффузии в жидкости.

Коэффициент продольной турбулентной диффузии в жидкости на ситчатых тарелках при ректификации воздуха можно рассчитать с помощью следующей зависимости [35]:

$$D_x = 1,35 w_{jk} H_n, \quad (5.75)$$

где w_{jk} — скорость движения жидкости по тарелке; H_n — высота двухфазного слоя.

Приведенные выражения для определения эффективности не учитывают уноса жидкости уходящими с тарелки парами и уноса паров уходящей жидкостью. Обычно учитывают только унос жидкости, применяя уравнение

$$E_M^{\text{унос}} = \frac{E_M}{1 + \frac{\epsilon}{1 - \epsilon} E_M}, \quad (5.76)$$

где ϵ — отношение количества унесенной жидкости к общему количеству жидкости, поступившей на тарелку.

Величину ϵ можно определить по эмпирической формуле [2]

$$\epsilon = \frac{A (0,052 H_0 - 1,72) \left(\frac{w}{\text{см}}\right)^{3,7}}{H^0 \varphi^2}, \quad (5.77)$$

где

$$m = 5,36 \cdot 10^{-5} \left(\frac{\sigma}{\rho_n}\right)^{0,295} \left(\frac{\rho_k - \rho_n}{\rho_n}\right)^{0,425};$$

H_0 — глубина барботажа; ϵ — относительная эффективная рабочая площадь тарелки.

При расстоянии между тарелками $H < 400$ мм $A = 9,48 \cdot 10^7$, $\beta = 4,36$. Для ситчатых тарелок при скоростях пара в свободном сечении колонны $w = 0,5 w_{\text{max}}$, коэффициент $\psi = 0,8$; при максимальных допустимых скоростях $\psi = 0,9$.

Для практических расчетов достаточно определять унос жидкости с точностью $\pm (10-20)\%$, так как при изменении уноса в указанных пределах эффективность тарелок будет уменьшаться соответственно не более чем на 1-2% [2].

В заключение приведем эмпирический метод для расчета эффективности ситчатых тарелок при разделении воздуха. В предположении, что сопротивление массопередаче сосредоточено в газовой фазе, в работе [89] предложено уравнение для определения локальной эффективности

$$\lg \frac{100}{100 - E_x} = C \sqrt{H}. \quad (5.78)$$

Для тарелки с диаметром отверстий 0,9 мм и свободным сечением 8% при давлении верхней колонны константа C

в этом уравнении равна 0,39. При высоте пены $H=12,7; 25,4; 50,8$ локальная эффективность E_x равна 47; 59; 72 % соответственно.

Локальные эффективности, определенные по этому уравнению и преобразованные в эффективности тарелки, должны быть скорректированы на обратное перемещение жидкости. На основании экспериментальных данных, полученных для ситчатых тарелок малого диаметра, предложена зависимость

$$E_M^{пер} = E_M - 1,05 \sqrt{\frac{H}{z_{ж}}} (E_M - E_x). \quad (5.79)$$

5.5. Массоперенос в насадочных колоннах

Расчет кинетики массопереноса в насадочных колоннах, как правило, проводится с помощью эмпирических зависимостей для определения величин ВЭТТ либо $\beta_y, \beta_x, h_{0y}, h_{0x}$ с привлечением уравнения аддитивности сопротивлений в фазах.

При ректификации жидкого воздуха в колоннах с кольцами Рашига размером $10 \times 10 \times 0,2$ мм значения ВЭТТ лежат в пределах от 250 до 300 мм, а для колец $6 \times 6 \times 0,2$ мм — в пределах от 150 до 200 мм.

Зависимости коэффициентов массоотдачи в насадочных колоннах с кольцевой насадкой аппроксимируют уравнениями вида

$$Nu_y = A Re_n^a Pr_n^m (H/d_n)^l; \quad (5.80)$$

$$Nu_{ж} = B Re_{ж}^k Pr_{ж}^f (H/d_n)^g. \quad (5.81)$$

Эмпирическое уравнение для определения общей высоты единицы переноса массы при ректификации воздуха на седлообразных сетчатых насадках получено обобщением результатов испытаний лабораторных и промышленных образцов [15]:

$$h_{0y} = 4 \cdot 10^3 \omega_0^{0,45} d_n^{0,7} H^{0,33} m_{ж} / \rho_{ж}, \quad (5.82)$$

где ω_0 — скорость пара, отнесенная к полному сечению; d_n — диаметр колонны; H — высота насадочной части; m — тангенс угла наклона кривой фазового равновесия. Насадка была выполнена из плетеной латунной сетки с диаметром проволоки 0,13 мм в виде квадратов 7×7 мм, которым придана форма седла.

Для сетчатой кольцевой насадки с вертикальной перегородкой в работе [52] получена зависимость

$$Nu_{ж} = 4,5 (d_n/d_0)^{0,5} Re_{ж}^{0,85} Pr_{ж}^{0,5}, \quad (5.83)$$

где $d_0 = 1$ м. У насадок данного типа практически все сопротивление массопереносу сосредоточено в жидкой фазе.

5.6. Определение кинетических характеристик аппаратов пленочного типа

Кинетический расчет ректификационных пленочных аппаратов обычно основывается на уравнениях аддитивности диффузионных сопротивлений в фазах

$$h_{0y} = h_y + m_y \frac{G}{L} h_x \quad (5.84)$$

и

$$h_{0x} = h_x + \frac{1}{m_x} \cdot \frac{L}{G} h_y. \quad (5.85)$$

Частные высоты единиц переноса массы, как правило, представляют в виде мультипликативных функций

$$h_y = a_0 \prod_{i=1}^n y_i^{a_i} \quad (5.86)$$

и

$$h_x = a_{n+1} \prod_{i=n+2}^m x_i^{a_i}, \quad (5.87)$$

где наиболее часто применяемыми независимыми переменными являются числа Рейнольдса и Прандтля для паровой и жидкой фаз и геометрические факторы $H/d_n, H/\theta$. Здесь a_0, \dots, a_m — оцениваемые параметры; y_i, \dots, x_i — независимые переменные.

Традиционные методы определения фазовых сопротивлений основываются на экспериментах, в которых варьируются режимные факторы, вызывающие изменение скорости массоотдачи в одной из фаз при сохранении ее постоянства в другой. При этом используют усредненные значения независимых переменных процесса, пренебрегают сопротивлением одной из фаз при вычислении величин m_y и m_x , применяют при решении задачи не непосредственно измеренные концентрации, а вычисленные значения кинетических коэффициентов. Следует также отметить, что введение в уравнения (5.86), (5.87) геометрических факторов вида $H/d_n, H/\theta$ затрудняет расчет аппаратов, так как при их проектировании высота H — искомая величина.

Задача определения кинетических коэффициентов при ректификации является частным случаем общей проблемы идентификации и оценки параметров, которая может быть сформулирована следующим образом: требуется восстановить оператор с известной структурой и неизвестными коэффициентами (параметрами) на основе информации о функционалах от решения.

Рассмотрим постановку задачи в общем виде [4]. Имеется система дифференциальных уравнений

$$\frac{dx}{dt} = f(x, a, t) \quad (5.88)$$

с известными краевыми условиями $x(0)$ и $x(H)$, где $x(0)$,

$\mathbf{x}(H)$ — векторы; $\mathbf{f}(\mathbf{x}, \mathbf{a}, t)$ — вектор-функция размерности n ; \mathbf{a} — вектор неизвестных параметров размерности m .

Оценки неизвестных параметров могут быть найдены путем минимизации квадратичного функционала

$$\mathbf{F}(\mathbf{a}) = \sum_{i=1}^n \sum_{r=1}^k \zeta_r \left(x_{r,i}(H) - \int_0^H f_{r,i}(\mathbf{x}, \mathbf{a}, t) dt \right)^2 \sigma_i^{-2}, \quad (5.89)$$

где n — число уравнений; k — число наблюдений; ζ_r — весовые коэффициенты; σ_i^{-2} — дисперсии наблюдений.

Используя методы безусловной оптимизации функций многих переменных, можно найти минимум функционала (5.89) и получить оценку вектора \mathbf{a} . При этом становится возможным определение локальных кинетических коэффициентов при известных условиях на входе и выходе аппарата.

Конкретизируем вид уравнений, входящих в систему (5.88). Одномерная задача массообмена при бинарной ректификации описывается системой дифференциальных уравнений (5.27). Для интегрирования системы (5.27) с использованием выражений (5.84) — (5.87) необходимо знать концентрации на поверхности раздела фаз.

Из уравнений массопередачи и массоотдачи в фазах трудно получить

$$y_r = \frac{h_y}{h_{0y}} [y^*(x) - y] + y. \quad (5.90)$$

Величина m_y для выпуклого участка равновесной линии находится в пределах m_y^{\min} , m_y^{\max} , где

$$m_y^{\min} = |y^*(x)|; \quad (5.91)$$

$$m_y^{\max} = \frac{y^*(x) - y}{x - x^*(y)}. \quad (5.92)$$

Тогда величину y_r можно найти, решая уравнение (5.90) в интервале m_y^{\min} , m_y^{\max} , где h_{0y} вычисляется по уравнению аддитивности (5.84).

Однако более эффективным в вычислительном плане представляется следующий подход. Общие высоты единиц переноса массы связаны с частными высотами равенствами

$$h_{0y} = h_y \frac{y^* - y}{y_r - y}; \quad (5.93)$$

$$h_{0x} = h_x \frac{x - x^*}{x - x_r}. \quad (5.94)$$

Уравнение, решение которого определяет концентрацию на границе раздела фаз, имеет вид

$$y_r = \frac{h_y}{h_x} [x - x^*(y_r)] + y. \quad (5.95)$$

Использование зависимостей (5.93) — (5.95) позволяет интегрировать уравнения (5.27) без привлечения уравнений аддитивности диффузионных сопротивлений в фазах.

На входе газа в колонну наблюдается увеличение эффективности массопереноса, которое объясняется наличием гидродинамических и массообменных входных участков. В сечениях, удаленных от входа, высота единицы переноса массы должна асимптотически приближаться к значению, характерному для стабилизированного массопереноса. Указанному изменению эффективности удовлетворяют функции вида

$$h_y = a_1 d_s \text{Re}_n^{a_2} \text{Pr}_n^{0.67} [1 - \exp(-a_3 \bar{Y})]; \quad (5.96)$$

$$h_x = a_4 \delta \text{Re}_n^{a_5} \text{Pr}_n^{0.5} [1 - \exp(-a_6 \bar{X})], \quad (5.97)$$

где δ — толщина жидкой пленки, $\delta = 0,9085 \delta \text{Re}_n^{0,333}$;

$$\bar{Y} = \frac{l}{d_s \text{Re}_n}; \quad \bar{X} = \frac{l}{\delta \text{Re}_n}.$$

Форма безразмерных переменных \bar{Y} , \bar{X} выбрана аналогичной соответствующим выражениям для течения в начальных участках трубы и пленки жидкости. При противотоке предложенная схема учета концевых эффектов требует совпадения начала интегрирования системы (5.27) с нижним сечением аппарата.

Данная методика была применена для определения кинетических характеристик аппаратов пленочного типа при разделении модельной системы метанол — вода и проверена на системе кислород — азот. Насадочные пакеты состояли из установленных на фиксированном расстоянии гофрированных листов, образующих систему вертикальных каналов. Высоты пакетов составляли 0,5; 0,75; 1 м; эквивалентный диаметр 5,18; 6,32; 8,06 мм.

В алгоритме решения сформулированной выше задачи минимизацию функционала (5.89) осуществляли симплексным поиском Нелдера и Мида. Систему уравнений (5.27) интегрировали методом Рунге — Кутты — Мерсона. Уравнение (5.95) решали методом Вегстейна. Теплофизические свойства и безразмерные комплексы уравнений (5.96), (5.97) вычисляли при изменении концентрации на 0,03. Поскольку в общем случае функционал (5.89) не является выпуклым, симплексный поиск позволяет найти локальные минимумы в пространстве параметров. Однако различные начальные приближения приводили к одинаковым, по существу, результатам.

Получены следующие значения параметров уравнений (5.96), (5.97): $a_1 = 3,0007$; $a_2 = 0,491$; $a_3 = 6,707$; $a_4 = 0,357$; $a_5 = 30,645$; $a_6 = 0,196$. Значение функционала в точке минимума составило 0,0828. Пределы изменения независимых переменных составляли: $\text{Re}_n = 350 \div 1470$, $\text{Re}_n = 9,1 \div 44,5$; $\text{Pr}_n = 0,45 \div 0,86$; $\text{Pr}_n = 50 \div 275$.

Таблица 5.5

Расчетные профили концентрации и переменные уравнений (5.96), (5.97)

H	$y=x$	Re_{Π}	$Re_{ж}$	h_y	h_x	C
Экспериментальный режим № 1						
0,010	0,030	350	14,8	0,0411	0,0021	0,2135
0,026	0,091	352	12,5	0,0924	0,0048	0,1145
0,051	0,164	353	10,9	0,1451	0,0079	0,0708
0,081	0,230	355	10,0	0,1822	0,0104	0,0547
0,121	0,304	357	9,3	0,2065	0,0126	0,0457
0,166	0,376	359	9,1	0,2158	0,0139	0,0405
0,226	0,461	362	9,1	0,2183	0,0144	0,0363
0,286	0,537	364	9,1	0,2160	0,0142	0,0332
0,426	0,681	371	9,7	0,2066	0,0130	0,0286
0,626	0,821	380	10,7	0,1974	0,0118	0,0247
0,805	0,896	388	11,5	0,1930	0,0113	0,0230
1,005	0,944	393	12,1	0,1896	0,0110	0,0222

Экспериментальный режим № 14

0,010	0,127	700	23,2	0,0292	0,0034	0,1864
0,019	0,204	705	20,4	0,0510	0,0086	0,1423
0,030	0,267	708	19,2	0,0578	0,0106	0,1148
0,047	0,335	711	18,4	0,1083	0,0152	0,0919
0,077	0,413	716	18,0	0,1515	0,0199	0,0741
0,117	0,483	721	18,0	0,1940	0,0220	0,0587
0,177	0,559	726	18,3	0,2333	0,0222	0,0454
0,247	0,626	732	18,7	0,2576	0,0216	0,0381
0,467	0,766	747	20,3	0,2767	0,0196	0,0304
0,687	0,853	762	21,9	0,2748	0,0186	0,0271
0,967	0,920	776	23,4	0,2701	0,0178	0,0255
1,007	0,926	778	23,6	0,2695	0,0178	0,0254

Экспериментальный режим № 37

0,010	0,255	1142	31,3	0,0221	0,0053	0,1985
0,016	0,329	1148	29,8	0,0340	0,0090	0,1759
0,026	0,404	1156	29,1	0,0514	0,0141	0,1472
0,041	0,474	1163	29,1	0,0757	0,0191	0,1232
0,066	0,548	1171	29,4	0,1108	0,0239	0,0983
0,101	0,612	1180	29,9	0,1514	0,0269	0,0785
0,161	0,682	1191	31,0	0,2045	0,0270	0,0575
0,261	0,754	1204	32,5	0,2618	0,0274	0,0437
0,401	0,817	1220	34,2	0,3043	0,0263	0,0353
0,681	0,892	1244	36,7	0,3337	0,0252	0,0295
1,000	0,939	1261	38,7	0,3385	0,0245	0,0277

Обнаружена следующая закономерность: при определенном соотношении высоты секции и эквивалентного диаметра канала увеличение нагрузки по пару вызывает рост разделительной способности аппарата (рис. 5.14).

В табл. 5.5 приведены типичные результаты интегрирования системы (5.27), иллюстрирующие изменение переменных уравнений (5.27), (5.96), (5.97) по высоте аппарата, а также изменение сопротивления массопереносу в фазах. Здесь

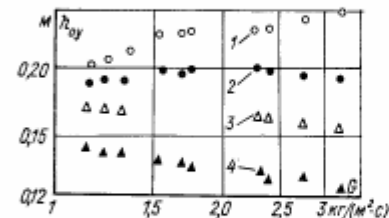


Рис. 5.14. Характер зависимости величин h_{oy} от массовой скорости пара для секций различной высоты
1 — $H=1$ м; 2 — $H=0,5$ м; 3 — $H=0,25$ м; 4 — $H=0,17$ м

$C = (h_{oy} - h_y) / h_{oy}$. Полученные результаты свидетельствуют о том, что в рассмотренных условиях разделения смесей диффузионное сопротивление массопереносу сосредоточено в паровой фазе. Исключение составляет участок стабилизации течения, где массообмен в паровой фазе существенно интенсифицируется.

Рассмотренный подход к задаче определения кинетических характеристик и сопротивлений в фазах без каких-либо ограничений может быть применен при иных моделях массопереноса, любых разделяемых смесях и контактных устройствах.

Для приближенных расчетов вместо (5.96), (5.97) можно использовать эмпи-

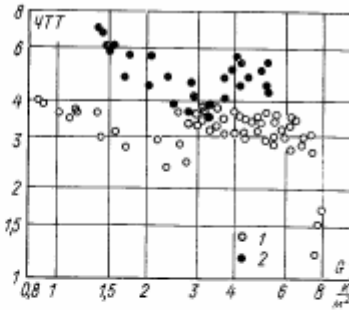


Рис. 5.15. Зависимость ЧТТ от массовой скорости пара при низкотемпературной пленочной ректификации воздуха
1 — $d_2=6,2$ мм; 2 — $d_2=3,9$ мм

рические зависимости, связывающие величины ВЭТТ либо h_{oy} , h_{ox} с режимными и геометрическими факторами. Аппроксимацией опытных данных, представленных на рис. 5.15, получены зависимости для определения ВЭТТ при низкотемпературной пленочной ректификации жидкого воздуха:

$$\text{ВЭТТ} = 127,7 d_2^{0,25} (\rho w)^{0,52} \left(\frac{L}{G}\right)^{-0,23} \quad \text{при } 1800 > Re_n > 800; \quad (5.98)$$

$$\text{ВЭТТ} = 11,27 d_2^{0,79} (\rho w)^{0,23} \left(\frac{L}{G}\right)^{-0,35} \quad \text{при } 9000 > Re_n > 2400. \quad (5.99)$$

Область применимости уравнений ограничена условиями экспериментов и физико-химическими свойствами разделяемой смеси. Однако следует отметить, что кинетические характеристики насадок в процессе разделения системы метанол — вода, а также смеси фенолов в промышленной колонне удовлетворительно согласуются с зависимостью (5.98) (рис. 5.16).

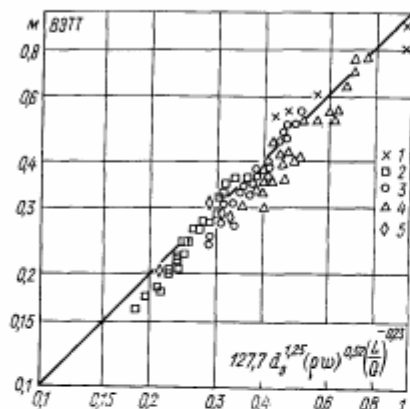


Рис. 5.16. Сопоставление вычисленных и опытных значений ВЭТ
1 — смесь фенолов; $d_p=8,8$ мм; 2, 3, 4 — метанольный спирт-вода; $d_p=5,18, 6,32$ и $8,60$ мм; 5 — этиловый спирт-вода; $d_p=5,18$ мм

5.7. Использование элементов теории информации при расчете ректификационных аппаратов

Необходимость создания оптимальных ректификационных аппаратов воздухоразделительных установок требует дальнейшего совершенствования методов их расчета. В ряде исследований последних лет установлено отсутствие пропорциональности между плотностью потока массы и движущими силами массопереноса, выраженными в виде разности концентраций. В этом случае применение традиционных уравнений массопереноса и кинетических коэффициентов не вполне приемлемо. Использование элементов статистической теории информации позволило сформулировать исходные соотношения теории массопереноса на новой методологической основе [14, 73].

Неупорядоченность потоков из двух компонентов определяется следующим образом:

$$i_y = NG_y H_y; \quad (5.100)$$

$$i_x = NG_x H_x, \quad (5.101)$$

где G_y, G_x — расходы газа и жидкости; H_y, H_x — информационные энтропии газа и жидкости; N — число Авогадро.

Выражения для информационной энтропии газа и жидкости имеют вид

$$H_y = -y \ln y - (1-y) \ln (1-y); \quad (5.102)$$

$$H_x = -x \ln x - (1-x) \ln (1-x). \quad (5.103)$$

При изменении концентраций пара от y до $y+dy$ или от x до $x+dx$ изменение неупорядоченности будет

$$di_y = NG_y dH_y = \beta_y \Delta H_y dF; \quad (5.104)$$

$$di_x = NG_x dH_x = \beta_x \Delta H_x dF, \quad (5.105)$$

где F — поверхность; β_y, β_x — коэффициенты пропорциональности; $\Delta H_y, \Delta H_x$ — движущие силы процесса изменения неупорядоченности.

Этому же изменению концентрации соответствует поток массы

$$dJ = G_y dy = K_y \Delta y dF \quad (5.106)$$

или

$$dJ = G_x dx = K_x \Delta x dF, \quad (5.107)$$

где K_y, K_x — коэффициенты массопереноса; $\Delta y, \Delta x$ — движущие силы массопереноса.

Из (5.102), (5.103) следует:

$$\frac{dH_y}{dy} = \ln \frac{1-y}{y}; \quad (5.108)$$

$$\frac{dH_x}{dx} = \ln \frac{1-x}{x}. \quad (5.109)$$

Из уравнений (5.104) — (5.109) нетрудно получить

$$dJ = K'_y \frac{\Delta H_y}{\ln \frac{1-y}{y}} dF; \quad (5.110)$$

$$dJ = K'_x \frac{\Delta H_x}{\ln \frac{1-x}{x}} dF, \quad (5.111)$$

где $K'_y = \beta_y/N$; $K'_x = \beta_x/N$.

Поскольку комплексы в правой части уравнений (5.110), (5.111) являются сложными функциями концентраций, можно предположить, что коэффициенты K'_y, K'_x новых уравнений массопереноса не зависят от движущих сил процесса.

Из уравнений (5.104), (5.105) при $G_y = \text{const}$ и $G_x = \text{const}$ (эквивалентный обмен) с учетом $dF = afdL$ следует

$$L = \frac{NG_y}{\beta_x a f} \int \frac{dH_y}{\Delta H_y} \quad (5.112)$$

либо

$$L = \frac{NG_x}{\beta_x a f} \int \frac{dH_x}{\Delta H_x} \quad (5.113)$$

Интегралы в выражениях (5.112), (5.113) можно назвать числами единиц изменения неупорядоченности.

Поскольку информационная энтропия имеет максимум $H=1$ (рис. 5.17), существует точка, в которой $H(y^*) = H(\bar{y})$ и, следо-

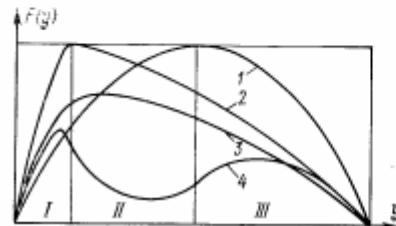


Рис. 5.17. Характер изменения функций $H(\bar{y})$, $H(y^*)$, $y^* - \bar{y}$, ΔH_y в различных областях изменения концентраций
1 — $H(\bar{y})$; 2 — $H(y^*)$; 3 — $y^* - \bar{y}$;
4 — ΔH_y

вательно, при определении величины ΔH_y необходимо рассматривать следующие три области изменения концентраций. В I области при $y^*(\bar{y}) < 0,5$ движущая сила определяется как

$$\Delta H_y = H(y^*) - H(\bar{y}), \quad (5.114)$$

где \bar{y} — средняя концентрация; y^* — концентрация, равновесная средней.

Во II области, где $y^*(\bar{y}) > 0,5$ и $\bar{y} < 0,5$, получим

$$\Delta H_y = H(y=0,5) - H(y^*) + H(y=0,5) - H(\bar{y}) = 2 - H(y^*) - H(\bar{y}). \quad (5.115)$$

Последнее выражение соответствует случаю, в котором концентрация внутри потока $y=0,5$, $H(y) > H(\bar{y})$ и $H(y) > H(y^*)$, а следовательно, перенос неупорядоченности осуществляется от ядра потока к его границам.

В III области при $\bar{y} > 0,5$

$$\Delta H_y = H(\bar{y}) - H(y^*). \quad (5.116)$$

Области изменения концентраций при определении величины ΔH_x имеют следующие границы: I) $x^* > 0$ и $x < 0,5$; II) $x^* > 0,5$ и $x^*(\bar{x}) \leq 0,5$; III) $x^*(\bar{x}) > 0,5$ и $\bar{x} < 1$.

Полученные уравнения и зависимости достаточно полно характеризуют кинетику и статику изменения неупорядоченности двухкомпонентных систем. Сопоставление чисел единиц переноса массы (N_{oy}) и чисел единиц изменения неупорядоченности (N^i_{oy}) на рис. 5.18 показывает, что числа N^i_{oy} несущественно зависят от концентраций разделяемых смесей и обеспечивают более высокое качество обобщения опытных данных, чем числа N_{oy} .

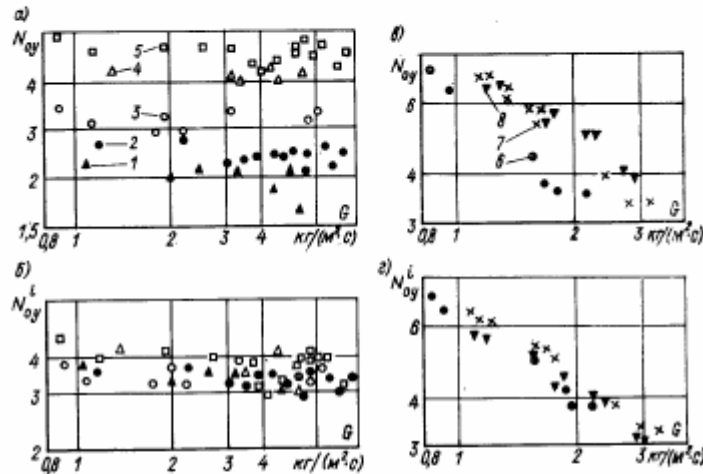


Рис. 5.18. Характер зависимости величин N_{oy} (а, в) и N^i_{oy} (б, г) от массовой скорости пара при ректификации смесей кислород—азот (а, б) и метиловый спирт—вода (в, г) со средней концентрацией, моль
1 — 0,206; 2 — 0,306; 3 — 0,427; 4 — 0,577; 5 — 0,690; 6 — 0,471; 7 — 0,547; 8 — 0,612

Полученные результаты свидетельствуют о том, что использование теоретико-информационных принципов в моделях процессов массопереноса позволит существенно повысить точность расчета тепломассообменных аппаратов криогенных установок.

5.8. Сравнительная оценка эффективности контактных устройств ректификационных аппаратов

Существование большого числа конструкций разделительных устройств ректификационных колонн зачастую затрудняет выбор наилучшего из них для конкретных условий. С экономической точки зрения наилучшим является аппарат, имеющий минимальные размеры и стоимость и обеспечивающий заданное разделение при наименьших затратах энергии.

Поскольку тепломассообменные аппараты можно характеризовать допустимой нагрузкой, гидравлическим сопротивлением, эффективностью теп-

домассообмена и стоимостью, сопоставление их должно производиться на основе анализа этих величин с учетом их взаимного влияния. Удобной для анализа будет такая комбинация показателей, которая приведет к построению функции с экстремумом в области оптимальных режимов и конструктивных параметров.

При сравнении промышленных аппаратов и лабораторных моделей ректификационных колонн необходимо учитывать также коэффициент масштабного перехода, т. е. отношение высоты единицы переноса (либо ВЭТТ) производственного аппарата и лабораторной модели. Снижение эффективности аппарата при увеличении его размеров может быть весьма значительным. Причиной ухудшения работы крупных ректификационных колонн является неравномерное распределение потоков пара и жидкости по сечению аппарата, что, в свою очередь, приводит к местным потерям движущей силы и неравномерному распределению концентраций.

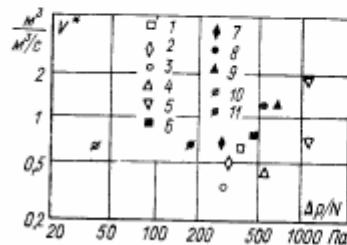


Рис. 5.19. Сопоставление воздухоразделительных ректификационных колонн с различными типами контактных устройств 1, 2, 3, 4, 5 — ситчатые тарелки серийных колонн низкого давления диаметром 500, 400, 1900, 2200, 3200 мм соответственно; 6, 7, 8, 9 — ситчатые тарелки серийных колонн высокого давления диаметром 400, 300, 1900, 1700 мм соответственно; 10 — опытная колонна пленочного типа низкого давления, сечение пакета 300×300 мм; 11 — промышленная колонна пленочного типа высокого давления, сечение пакета 90×30 мм

Критерий сравнительной оценки эффективности аппаратов по сьему продукции в единицы их объема записывается в виде

$$\eta = \frac{K' \Delta'}{K'' \Delta''}, \quad (5.117)$$

где K' , K'' — коэффициенты массопередачи процессов в сравниваемых аппаратах; Δ' , Δ'' — движущие силы.

Обычно коэффициенты массопередачи, необходимые для определения η , рассчитываются для предельно интенсивных режимов. Отношение движущих сил определяется характером полей концентраций в сравниваемых аппаратах.

Для сравнительной оценки эффективности ректификационных колонн при одинаковых движущих силах зависимость (5.117) может быть преобразована к виду

$$\eta = \frac{w'}{h'_{0y}} \cdot \frac{h''_{0y}}{w''} = \frac{I'}{I''}. \quad (5.118)$$

Величина $I = w/h_{0y}$, называемая фактором интенсивности или фактором сьема, выражает секундный объем пара, перерабатываемый в объеме аппарата, приходящийся на единицу переноса. В зависимость (5.118) вместо h_{0y} можно ввести величину ВЭТТ.

Методы оценки аппаратов должны быть основаны на непосредственном сравнении интенсивности процесса с энергетическими затратами на перемещение потоков (гидравлическим сопротивлением). Поэтому сопоставление разделительных устройств целесообразно проводить на основе анализа функциональной зависимости вида

$$V^* = \frac{V}{NG/\rho} = \frac{H}{\omega N} = f\left(\frac{\Delta p}{N}\right). \quad (5.119)$$

В качестве критерия оптимальности использован удельный объем аппарата, необходимый для требуемого разделения. Принятие в качестве независимой переменной величины $\Delta p/N$ объясняется тем, что при заданной нагрузке аппарата эта величина характеризует удельные затраты энергии (отнесенные к одной теоретической тарелке): чем меньше этот параметр, тем эффективнее при прочих равных условиях конструкция аппарата. Минимум функции (5.119) соответствует таким нагрузкам по пару, при которых контактная зона аппарата имеет наименьший объем. Функции подобного типа нашли применение при оценке эффективности ректификационных колонн и других теплообменных аппаратов.

Значения величин V^* в зависимости от $\Delta p/N$ для воздухоразделительных ректификационных колонн с контактными устройствами разного типа приведены на рис. 5.19. Величины V^* и $\Delta p/N$ определены для основного режима работы установки.

ГЛАВА ШЕСТАЯ

РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ТАРЕЛЬЧАТЫХ И НАСАДОЧНЫХ КОЛОНН

6.1. Определение размеров ректификационных колонн

Основными конструктивными размерами колонны являются ее диаметр и высота. Диаметр ректификационного аппарата зависит главным образом от принятых скоростей движения пара и жидкости и отношения площади свободного сечения к площади полного.

В тарельчатой колонне минимальная скорость паров определяется из условия обеспечения барботажа через все рабочее сечение тарелки. Максимальная скорость не должна превышать критической, при которой начинается чрезмерный унос жидкости на вышележащую тарелку.

При выбранном расстоянии между тарелками H_T для воздухоразделительных колонн критическую скорость определяют по эмпирической зависимости [59]

$$\omega_{кр} = 0,05 \left(5H_T \frac{\rho_{ж}}{\rho_{п}} \right)^{0,5}. \quad (6.1)$$

При выбранной рабочей скорости w величину H_T определяют из условия предупреждения захлебывания $H_T \geq H_n$ или ограничения уноса $H_T \geq H_n + H_c$. Здесь H_n — расстояние между тарелками, определяемое из условия работы переливных устройств; $H_n = \frac{\Delta p_{ст}}{\rho_{ж} g}$ — высота слоя пены на тарелке (см. § 6.2); H_c — высота сепарационного пространства.

Высоту сепарационного пространства определяют в соответствии с формулой

$$e = 7,7 \cdot 10^{-5} \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{w}{H_c} \right)^{3,2}, \quad (6.2)$$