

О РАСЧЕТЕ КОЛИЧЕСТВА ТАРЕЛОК РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Сообщение I

В. И. ГАГАРИН

Ст. преподаватель

(Архангельский лесотехнический институт)

Ректификация нашла широкое применение в гидролизном и лесохимических производствах (получение метилового и этилового спиртов, уксусной кислоты и сложных эфиров, фурфурола, скипидара и других продуктов). В цехах большинства предприятий названных отраслей промышленности установлены ректификационные колонны с колпачковыми тарелками. При проектировании колонн необходимо решить вопрос о количестве тарелок. И хотя этой проблеме посвящены многочисленные труды и исследования (см. список использованной литературы), надежный метод расчета все еще не разработан.

В данной статье излагается анализ некоторых методов расчета количества тарелок применительно к процессу ректификации двойной смеси в колонне непрерывного действия, имеющей тарелки беспровального типа; показывается связь между этими методами и предпринимается попытка выяснить пути уточнения способа определения числа тарелок.

I. Метод Мак Кэба—Тиле

В основу метода положен целый ряд допущений (Я. М. Брайнс, 1947; В. Бэджер и В. Мак Кэб, 1934; Мэрфри, 1925, стр. 960 и 747):

1. Процесс ректификации установился во времени и пространстве.
2. Количество молей паров, поднимающихся вверх по укрепляющей части (V'), и количество молей жидкости, стекающей вниз по ней (R'), а также потоки паров (V'') и жидкости (R'') исчерпывающей части колонны, сохраняются постоянными по всей высоте соответствующей части аппарата (рис. 1). Допущение обосновывается тем, что компоненты разделяемой смеси весьма часто имеют близкие по величине молярные теплоты парообразования, а их теплоемкости и температуры в пределах одной тарелки меняются очень мало, то есть считают, что теплосодержание 1 моля паров остается неизменным.

3. Потери материала и тепла в окружающую среду не имеют места.

4. Питание колонны жидкофазное.

5. Вся исходная смесь подводится в колонну в одном сечении (на тарелку питания).

6. Из колонны отбирается только два продукта: «верхний продукт», — из паровой фазы самого верхнего элемента аппарата (через дефлегматор) и «нижний продукт» — из жидкой фазы самого нижнего элемента его.

7. Все пары, уходящие из верхнего элемента колонны, конденсируются в дефлегматоре-конденсаторе, в котором по этой причине укрепление дистиллята не производится. Следовательно, состав верхнего продукта колонны (X_p) и состав флегмы ($X_{фл}$) оказывается одинаковым с составом паров (Y_n), покидающих верхнюю тарелку ее*.

8. Острый водяной пар в колонну не вводится ($W_d = 0$);

9. Флегма, поступающая в колонну, имеет температуру, равную температуре кипения смеси данного состава.

10. Исходная смесь подается в колонну нагретой до кипения, а концентрация ее равна концентрации жидкости, стекающей с нижней тарелки укрепляющей части, то есть $X_f = X_1$ и $t_f = t_1$.

11. На каждой тарелке колонны достигается равновесие между жидкой и паровой фазами.

Используя условия перечисленных допущений, Мак Кэб и Тиле из частных материальных балансов по легколетучему компоненту получили уравнения линий рабочих концентраций укрепляющей (уравн. 1) и исчерпывающей (уравн. 2) частей колонны (здесь и ниже штрихи индексов опускаются):

$$Y_{m-1} = \frac{R}{R+1} X_m + \frac{X_p}{R+1}, \quad (1)$$

$$Y_{m-1} = \frac{R+F}{R+1} X_m - \frac{F-1}{R+1} X_w = AX_m + B, \quad (2)$$

где
$$F = \frac{X_p - X_w}{X_f - X_w}, \quad (3)$$

$$R = \beta R_{\min} = \beta \frac{X_p - Y_f^*}{Y_f^* - X_f}. \quad (4)$$

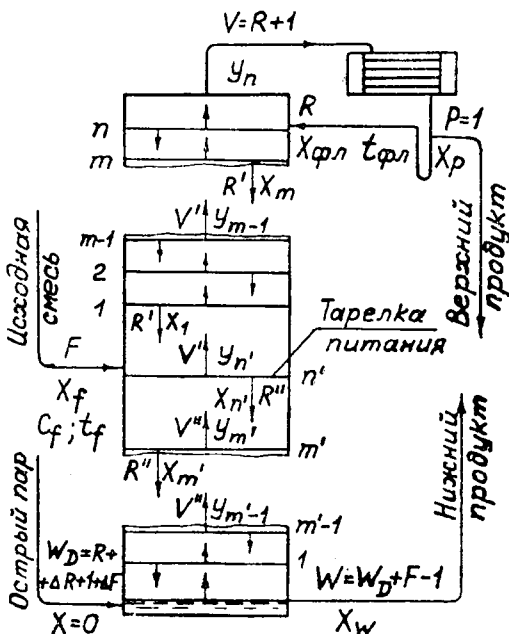


Рис. 1.

* См. условные обозначения в конце статьи.

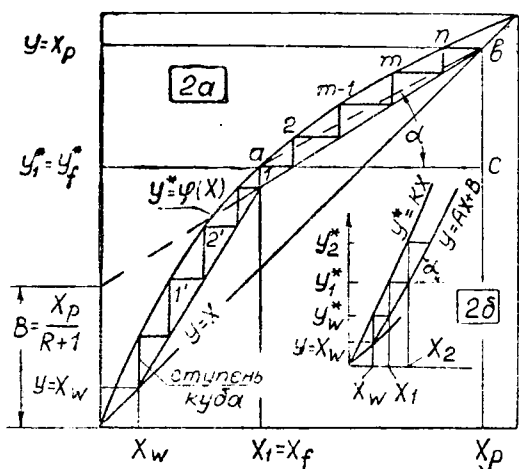


Рис. 2.

равновесия $Y^* = \varphi(X)$ и линиями рабочих концентраций строят ступени изменения концентраций, то есть определяют число теоретических тарелок. Описанный способ расчета количества теоретических тарелок известен под названием метода Мак Кэба—Тиле. Переход от числа теоретических тарелок (n_T) к количеству действительных (n) осуществляется через средний коэффициент полезного действия (к. п. д.) тарелок:

$$\eta = \frac{n_T}{n} \quad (5)$$

В зоне низких концентраций легколетучего компонента смеси кривая фазового равновесия практически совпадает с прямой $Y^* = kX$. Это дает возможность рассчитать количество теоретических тарелок аналитическим способом. Для нижней ступени изменения концентраций (см. рис. 2б) справедливо равенство:

$$\operatorname{tg} \alpha = A = \frac{Y_w^* - X_w}{X_1 - X_w} = \frac{(k-1)X_w}{X_1 - X_w}, \text{ откуда:}$$

$$X_1 - X_w = \frac{k-1}{A} X_w = a. \text{ Аналогичным путем получаем:}$$

$$X_2 - X_1 = a \frac{k}{A},$$

$$X_3 - X_2 = a \left(\frac{k}{A}\right)^2$$

$$X_m - X_{m-1} = a \left(\frac{k}{A}\right)^{m-1}$$

Правые части равенств являются членами геометрической прогрессии. Суммируя уравнения по частям и производя необходимые преобразования, выводим формулу:

$$\frac{X_m}{X_w} = \left[\left(\frac{k}{A}\right)^m - 1 \right] \frac{k-1}{k-A} + 1, \quad (6)$$

При установившемся процессе ректификации уравнения (1, 2) выражают прямые линии, построение которых ясно из рис. 2а. Линия рабочих концентраций показывает зависимость состава жидкости, стекающей с данной (m) тарелки, от концентрации паров, приходящих на нее с нижней расположенной ($m-1$) тарелки, а угловой коэффициент уравнения этой линии (A) численно равен отношению потока жидкости к потоку паров.

Между кривой фазового

где A — угловой коэффициент линии рабочих концентраций исчерпывающей части колонны;
 m — количество теоретических тарелок в зоне прямолинейного участка кривой фазового равновесия от X_w до X_m .

II. Метод Мэрфри

Рассматриваемый способ расчета отличается от метода Мак Кэба — Тиле тем, что в нем исключено допущение II. Отсутствие равновесия фаз на любой тарелке колонны учитывается истинным к. п. д. этой тарелки (см. рис. 3):

$$\eta_m = \frac{Y_m - Y_{m-1}}{Y_m^* - Y_{m-1}} = \frac{BC'}{A'C'} \quad (7)$$

Физический смысл истинного к. п. д. тарелки заключается в том, что он показывает отношение действительного изменения концентрации паров на данной тарелке (на входе и выходе) к теоретически возможному, то есть в том, что данная величина характеризует эффективность работы действительной тарелки и степень соответствия ее конструкции характеру протекающего на ней процесса.

Сущность метода Мэрфри такова: на ординате из X_w (см. рис. 3) откладывают отрезок

$B_1 C_1 = \eta_1 A_1 C_1$, параллельно оси абсцисс, проводят линию $B_1 C_2$; из точки C_2 строят прямую $A_2 C_2$, параллельную оси ординат, находят отрезок $B_2 C_2 = \eta_2 A_2 C_2$ и т. д. до тех пор, пока не будет достигнута концентрация X_p . Каждая ступень графика соответствует одной действительной тарелке.

В настоящее время нет подробных данных об истинных к. п. д. тарелок (Грисволд и Стюарт, 1947, стр. 752), но это составляет цель наметившегося пути исследований кинетики процесса ректификации (Экспресс-информация).

III. Ректификация при $t_f < t_{кип}$; $t_{фл} = t_{кип}$; $W_D = 0$.

Составляем уравнения частных материальных балансов по легколетучему компоненту двойной смеси для всей колонны (см. рис. 1):

$$FX_f = (W_D + F - 1) X_w + X_p, \quad (8)$$

для верхней отрезанной части:

$$RX_{фл} + V'Y_{m-1} = R'X_m + (R + 1)Y_n \quad (9)$$

и для нижней отрезанной части ее:

$$R''X_m = V''Y_{m-1} + (W_D + F - 1) X_w = V''Y_{m-1} - X_p + FX_f. \quad (10)$$

Из рис. 1 и допущений 1—9 следует, что $R' = R = \text{const}$, $V' = V =$

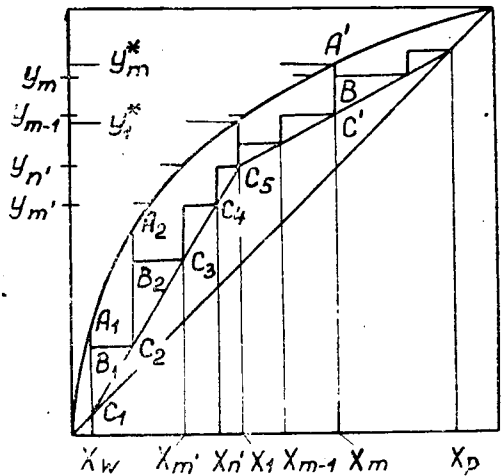


Рис. 3.

$= R + 1 = \text{const}$, $X_{\text{фл}} = X_p = Y_n$ и $W_{\text{д}} = 0$. Таким образом, равенство (9) дает уравнение (1).

Так как на тарелку питания поступает исходная смесь, не нагревая до кипения (исключаем допущение 10), то на нагревание F молей ее от начальной температуры (t_f) до температуры кипения жидкости на тарелке питания ($t_{\text{кип}}$) расходуется тепло конденсации некоторого количества молей паров (ΔF), приходящих с нижерасположенной тарелки исчерпывающей части колонны (Кузнецов и др., 1935; Грисволд, Стюарт, 1947). Следовательно,

$$R'' = R' + F + \Delta F = R + F + \Delta F = \text{const}, \quad (11)$$

$$V'' = V' + \Delta F = R + 1 + \Delta F = \text{const}. \quad (11a)$$

Решая совместно уравнения (10, 11 и 11a), получаем:

$$Y_{m-1} = \frac{R + F + \Delta F}{R + 1 + \Delta F} X_m - \frac{F - 1}{R + 1 + \Delta F} X_w = \frac{R + F + \Delta F}{R + 1 + \Delta F} X_m + \frac{X_p - FX_f}{R + 1 + \Delta F}, \quad (12)$$

где F — величина, определяемая формулой (3).

Уравнение (12) выражает прямую, а подстановка $X_m = X_w$ убеждает, что линия проходит через точку $Y = X = X_w$. Для определения абсциссы точки пересечения линий рабочих концентраций необходимо решить совместно уравнения (1, 12). Находим, что

$$X_{\text{пер}} = \frac{F(R + 1)X_f + \Delta FX_p}{F(R + 1) + \Delta F}. \quad (13)$$

Подставляя в формулу (13) $X_p = X_f + X$, узнаем, что $X_{\text{пер}} > X_f$. К сожалению, равенство содержит три неизвестных величины $X_{\text{пер}}$, R , ΔF и оказывается неразрешимым.

При нагревании исходной смеси на тарелке питания содержание легколетучего компонента в ней увеличивается (Кузнецов и др., 1935; Грисволд, Стюарт, 1947), и когда концентрация ее достигает некоторого значения $X_{\text{кип}}$, жидкость закипает. Если для нагревания используется только доля сечения тарелки, то на остальной части ее протекает процесс массообмена, аналогичный процессам на всех прочих тарелках исчерпывающей части колонны. Таким образом, процесс массоперехода в промежутке от концентрации жидкости на выходе с тарелки питания (X_n) до концентрации $X_{\text{кип}}$ отражается линией рабочих концентраций исчерпывающей части аппарата, то есть прямолинейным отрезком. Изменение потоков пара и жидкости в зоне от $X_{\text{кип}}$ до концентрации поступающей на тарелку флегмы (X_1) сопровождается постепенным ростом углового коэффициента уравнения (12), так как ΔF убывает. Следовательно, линия рабочих концентраций имеет криволинейный участок, конец которого в случае несовершенного смешивания исходной смеси и флегмы лежит на линии рабочих концентраций укрепляющей части колонны в точке с абсциссой X_1 .

Так как изменение концентрации жидкости в пределах одной тарелки невелико, то можно считать, что линии рабочих концентраций являются прямыми и пересекаются в точке с абсциссой X_1 . По этой же причине принимаем $t_{\text{кип}} = t_1$. Ошибка, вызванная сделанными допущения-

ми, будет тем меньше, чем выше температура исходной смеси и чем больше разница между концентрациями X_f и X_p .

Величину ΔF находим из уравнения частного материального баланса тарелки питания по легколетучему компоненту смеси:

$$FX_f + RX_1 + (R + 1 + \Delta F) Y_m = (R + F + \Delta F) X_n + (R + 1) Y_n \quad (14)$$

Из рис. 3 видим, что для точек C_4 и C_5 справедливо уравнение (12):

$$(R + 1 + \Delta F) Y_m = (R + F + \Delta F) X_n + X_p - FX_f, \quad (14a)$$

$$(R + 1 + \Delta F) Y_n = (R + F + \Delta F) X_1 + X_p - FX_f \quad (14б)$$

Совместное решение уравнений (14, 14а, 14б) дает:

$$\Delta F = F \frac{X_1 - X_f}{Y_n - X_1}. \quad (15)$$

Выражаем Y_n через X_1 и подставляем полученное значение в формулу (15):

$$\Delta F = F(R + 1) \frac{X_1 - X_f}{X_p - X_1}, \quad (16)$$

где $R = \beta R_{min} = \beta \frac{X_p - Y_1^*}{Y_1^* - X_1} \quad (17)$

Баланс тепла, пошедшего на нагревание исходной смеси от температуры на входе в колонну (t_f) до температуры кипения жидкости на тарелке питания ($t_{кип} = t_1$), выражается равенством:

$$FC_f(t_1 - t_f) = \Delta F \cdot r, \quad (18)$$

где: C — средняя молярная теплоемкость исходной смеси для промежутка $t_f \div t_1$, ккал/кг-моль °С;

r — молярная теплота конденсации паров, приходящих на тарелку питания, ккал/кг-моль.

Для узкого промежутка значений X_1 принимаем линейную зависимость:

$$t_1 = \delta + eX_1$$

Таким образом, $\Delta F = \frac{FC_f(t_1 - t_f)}{r} = \frac{FC_f(\delta + eX_1 - t_f)}{r} \quad (20)$

Система уравнений (16, 20) содержит три неизвестных величины ($X_1, R, \Delta F$), поэтому возможно только графическое решение в координатах $(\Delta F, X_1)$. Если флегмовое число R известно, концентрация X_1 рассчитывается аналитически:

$$AX_1^2 + BX_1 + E = 0 \quad (21)$$

$$A = -e$$

$$B = t_f - \delta + eX_p - (R + 1) \frac{r}{C_f}$$

$$E = (\delta - t_f) X_p + (R + 1) \frac{r}{C_f} X_f$$

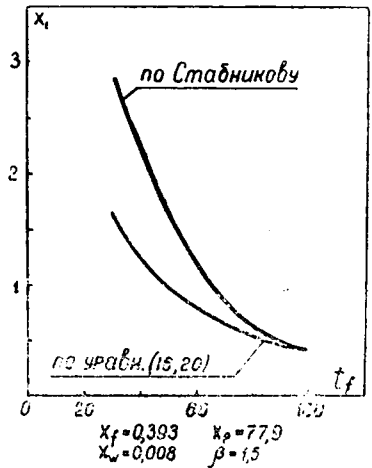


Рис. 4.

Е. Ф. Четвериков указывает, что описанный В. Н. Стабниковым и С. Е. Хариним аналитический метод дает завышенные значения концентрации жидкости на тарелке питания и что завышение возрастает с понижением температуры исходной смеси. В основе рассматриваемого метода лежит допущение, что $R = R_{\min}$, чем, по-видимому, и объясняется завышение результатов вычислений. Сопоставляя результаты подсчетов (рис. 4) можно, видимо, считать, что метод, основанный на уравнениях (16, 20), вероятно, более точен, чем способ, рекомендованный В. Н. Стабниковым и С. Е. Хариним.

В работах Н. И. Гельперина изложен один из методов определения точки пересечения линий рабочих концентраций. При выводе расчетного уравнения этого метода предполагалось, что на тарелке питания, по крайней мере в зоне нагревания жидкости, отсутствует массообмен и что исходная смесь нагревается до температуры кипения, соответствующей ее составу на входе в колонну. Мы полагаем, что указанные допущения делают данный метод менее точным, чем метод, предложенный В. Н. Стабниковым и С. Е. Хариним.

IV. Ректификация при $t_f < t_{\text{кип}}$, $t_{\text{фл}} < t_{\text{кип}}$ и $W_d = 0$

Если в дефлегматоре конденсируются все поступающие в него пары, то завышенный расход охлаждающей жидкости приводит к охлаждению конденсата паров (исключаем допущение 9), то есть к подаче в колонну «холодной» флегмы. Дальнейшее понижение температуры флегмы вызывается теплопотерями трубопровода между дефлегматором и колонной. Нагревание флегмы от температуры на входе в колонну ($t_{\text{фл}}$) до температуры кипения жидкости на верхней тарелке (t) происходит за счет конденсации некоторого количества паров (ΔR), приходящих на эту тарелку:

$$RC_{\text{фл}}(t - t_{\text{фл}}) = \Delta R r, \quad (22)$$

где $C_{\text{фл}}$ — средняя молярная теплоемкость флегмы для промежутка $t - t_{\text{фл}}$, ккал/кг-моль °С;

r — молярная теплота конденсации паров, поступающих на верхнюю тарелку, ккал/кг-моль.

Учитывая, что в колонну вводится некипящая исходная смесь (исключаем допущение 10), имеем:

$$R = R + \Delta R = \text{const} \quad (23)$$

$$V' = V + \Delta R = R + \Delta R + 1 = \text{const} \quad (24)$$

$$R'' = R' + F + \Delta F = R + \Delta R + F + \Delta F = \text{const} \quad (25)$$

$$V'' = V' + \Delta F = R + \Delta R + 1 + \Delta F = \text{const} \quad (26)$$

Совместное решение уравнений (9, 23, 24) и (10, 25, 26) дает

$$Y_{m-1} = \frac{R + \Delta R}{R + \Delta R + 1} X_m + \frac{X_p}{R + \Delta R + 1} \quad (27)$$

$$\begin{aligned} Y_{m-1} &= \frac{R + \Delta R + F + \Delta F}{R + \Delta R + 1 + \Delta F} X_m - \frac{F - 1}{R + \Delta R + 1 + \Delta F} X_w = \\ &= \frac{R + \Delta R + F + \Delta F}{R + \Delta R + 1 + \Delta F} X_m + \frac{X_p - FX_f}{R + \Delta R + 1 + \Delta F}, \end{aligned} \quad (28)$$

где F и ΔR — величины, определяемые уравнениями (3, 22).

Не составляет труда убедиться, что линия рабочих концентраций укрепляющей части колонны (уравн. 27) проходит через точку ($Y = X = X_p$) и отсекает на оси ординат отрезок $B = \frac{X_p}{R + \Delta R + 1}$.

Анализ уравнения (28) по методике предыдущего раздела показывает, что линия рабочих концентраций исчерпывающей части колонны проходит через точку ($Y = X = X_w$) и пересекает линию рабочих концентраций укрепляющей части в точке с абсциссой X_1 ; что формулы (16, 20, 21) пригодны и в данном случае, но вместо R надо подставлять $R + \Delta R$ — действительное флегмовое число (внутри колонны), не зависящее от температуры флегмы (см. уравн. 29 и 17); что рабочее флегмовое число

$$R = \beta R_{\min} = \beta \frac{X_p - Y_p^*}{Y_1^* - X_1} - \Delta R \quad (29)$$

количество паров, поднимающихся вверх по укрепляющей части колонны, не зависит от температуры поступающей в нее флегмы ($R + \Delta R + 1 = \text{const}$). При нагревании жидкости на верхней тарелке конденсируется определенная доля этих паров (ΔR), но тепловая нагрузка дефлегматора не уменьшается, так как эквивалентное количество тепла выделяется в ходе охлаждения флегмы. Частичное охлаждение верхнего продукта колонны в дефлегматоре и ухудшение условий теплообмена в нем (появление зоны охлаждения конденсата паров, изменение средней разности температур и др.) обуславливают повышенный расход охлаждающей жидкости.

Включение дефлегматора по схеме полной конденсации паров облегчает регулировку. Но это не всегда целесообразно, так как не используется укрепляющее действие дефлегматора, а колонна работает с повышенным расходом тепла.

Охлаждение флегмы за счет теплопотерь в трубопроводе не может вызвать существенного изменения разделяющей способности колонны, но несколько снижает расход охлаждающей воды.

V. Ректификация при $t_f < t_{\text{кип}}$, $t_{\text{фл}} < t_{\text{кип}}$ и $W_d \neq 0$

Давление острого водяного пара обычно превышает давление в нижнем элементе колонны. По этой причине теплосодержание 1 моля насыщенных паров, образующихся в нижнем элементе колонны, несколько меньше, чем теплосодержание 1 моля острого греющего пара. Эта разница теплосодержаний уменьшается за счет расхода тепла на расширение самого острого пара и на преодоление сопротивлений в барботере. Кроме того, теплота «перегрева» острого пара составляет очень малую долю от его полного теплосодержания. На основании всего сказанного можно считать, что практически на каждый моль паров, поднимающихся вверх по исчерпывающей части колонны, приходится один моль острого водяного пара, то есть

$$W_d = V'' = R + \Delta R + 1 + \Delta F. \quad (30)$$

Уравнение (27) остается в силе. Поток жидкости в исчерпывающей части колонны выражается равенством (26). Решая совместно уравнения (10, 26, 30), находим:

$$Y_{m-1} = \frac{R + \Delta R + F + \Delta F}{R + \Delta R + 1 + \Delta F} X_m - \frac{W_d + F - 1}{R + \Delta R + 1 + \Delta F} X_w =$$

$$\frac{R + \Delta R + F + \Delta F}{R + \Delta R + 1 + \Delta F} X_m + \frac{X_p - FX_f}{R + \Delta R + 1 + \Delta F} = AX_m + B, \quad (31)$$

где ΔR — величина, определяемая формулой (22) и

$$F = \frac{X_p + (W_d - 1) X_w}{X_f - X_w}. \quad (3a)$$

Так как $X_p \gg X_w$, то во многих случаях слагаемым $(W_d - 1) X_w$ уравнения (3a) можно пренебречь.

Анализ уравнения (31) показывает, что линия рабочих концентраций исчерпывающей части колонны проходит через точку ($Y = 0$, $X = X_w$) и пересекает линию рабочих концентраций укрепляющей части в точке с абсциссой X_1 ; что уравнения (16, 20, 21) применимы и в данном случае, но вместо R следует подставлять $R + \Delta R$; что рабочее флегмовое число определяется формулой (29).

Итак, уточнение методики расчета количества тарелок допускает исключение допущений 8, 9 и 10 из числа обязательных.

В зоне низких концентраций легколетучего компонента смеси, когда $Y^* = kX$, количество теоретических тарелок можно подсчитать, применив верную для данных условий ректификации ($W_d \neq 0$) формулу Сореля:

$$\frac{X_m}{X_w} \left(\frac{k}{A} - 1 \right) = \left(\frac{k}{A} \right)^{m+1} - 1. \quad (32)$$

VI. Ректификация при парофазном питании колонны,

$$t_{фз} < t_{кип} \text{ и } W_d \neq 0$$

Предположим, что в колонну вводится Π молей насыщенного пара, содержащего Y_{Π} легколетучего компонента смеси. Составим уравнение общего материального баланса колонны:

$$W_d + \Pi = W + 1, \quad (33)$$

и уравнение частного материального баланса ее по легколетучему компоненту:

$$\Pi Y_{\Pi} = WX_w + X_p = (W_d + \Pi - 1) X_w + X_p. \quad (34)$$

Равенство (9) остается в силе, а уравнение (10) принимает вид:

$$R' X_m = V'' Y_{m-1} + (W_d + \Pi - 1) X_w = V'' Y_{m-1} - X_p + \Pi Y_{\Pi}. \quad (35)$$

Так как $R' = R + \Delta R$, а $V'' = R + \Delta R + 1$, то уравнение (27) остается справедливым и для рассматриваемого процесса ректификации.

В исчерпывающей части колонны имеем потоки: $R'' = R + \Delta R$ и $W_d = V'' = V' - \Pi = R + \Delta R + 1 - \Pi$.

Подставляя значения в уравнение (35), получаем:

$$Y_{m-1} = \frac{R + \Delta R}{R + \Delta R + 1 - \Pi} X_m - \frac{W_d + \Pi - 1}{R + \Delta R + 1 - \Pi} X_w =$$

$$= \frac{R + \Delta R}{R + \Delta R + 1 - \Pi} X_m + \frac{X_p - \Pi Y_{\Pi}}{R + \Delta R + 1 - \Pi}. \quad (36)$$

Анализ показывает, что линия рабочих концентраций исчерпывающей части колонны проходит через точку ($Y = 0$; $X = X_w$) и пересекает линию рабочих концентраций укрепляющей части в точке, ордината которой равна составу парового питания Y_{II} , и что рабочее флегмовое число выражается формулой:

$$R = \beta R_{\min} = \beta \frac{X_p - Y_{II}}{Y_{II} - X_{II}^*} - \Delta R, \quad (37)$$

где X_{II}^* — концентрация жидкости, находящейся в равновесии с паром состава Y_{II} .

Если в уравнения (27, 36) подставить $\Delta R = W_{II} = 0$, то они полностью совпадают с уравнениями, полученными Н. И. Гельпериним (1954).

Заключение

Итоги первой части теоретического анализа процесса ректификации двойной смеси в колонне непрерывного действия, имеющей тарелки беспровального типа, заключаются в следующем:

1. Сформулированы основные допущения метода Мак Кэба — Тиле — Мэрфри;
2. Показано, что допущения 4, 8, 9 и 10 можно исключить;
3. Проанализировано несколько вариантов условий работы ректификационной колонны с одинарным жидкофазным или паровым питанием без отбора продуктов из средней части ее и даны расчетные уравнения для определения количества тарелок. В основе всех выведенных уравнений лежит предположение о постоянстве потоков жидкости и паров, то есть допущение 2.

УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

При выводе расчетных уравнений предполагалось, что количество верхнего продукта колонны равно 1 кг-моль. Поэтому количества всех материалов, приходящих в колонну или уходящих из нее, имеют размерность кг-моль материала/кг-моль верхнего продукта.

Концентрации выражаются или все через относительные моль-доли, (кг-моль легколетучего компонента смеси/кг моль самой смеси), или все через относительные моль-проценты (мол. %).

$P, X_p, (W, X_w)$ — количество и концентрация верхнего (нижнего) продукта колонны;

$R_{ж}, X_{рж} (P_{II}, X_{рII})$ — количество и концентрация промежуточного продукта отбираемого из жидкой (паровой) фазы любой тарелки, кроме самой верхней;

$P, Y_{II}, t_{II} = t_{нас}$

(F, X_f, t_f, C_f) — количество, концентрация, температура и средняя молярная теплоемкость исходной смеси, поступающей в колонну в виде пара (капельной жидкости);

$R (R_{\min}), X_{фл}, t_{фл}, C_{фл}$ — рабочее (минимальное) флегмовое число, концентрация, температура и средняя молярная теплоемкость вводимой в колонну флегмы;

$\Delta R, r(\Delta F, r)$ — количество и молярная теплота конденсации паров, тепло конденсации которых идет на нагревание R моль флегмы (F моль исходной смеси) до температуры кипения жидкости на тарелке;

W_{II} — количество острого водяного греющего пара;

$X_1, t_1 = \delta + eX_1$ — концентрация и температура жидкости, стекающей с выше-расположенной тарелки на тарелку жидкофазного питания;

X, Y^* — концентрация жидкости и состав равновесных с ней паров;

Y, X^* — состав паров и концентрация равновесной жидкой фазы;

X_m, Y_m — рабочие концентрации жидкости и паров, уходящих с данной (m) тарелки;

$n (n_T)$ — количество действительных (теоретических) тарелок колонны;

$\eta (\eta_m)$ — средний (истинный к. п. д.) тарелки;

$\beta = 1,3 \div 5$ — коэффициент избытка флегмы.

ЛИТЕРАТУРА

- Брайнес Я. М. Процессы и аппараты химических производств. Госхимиздат, 1947. Бэджер В. и МакКэб В. Основные процессы и аппараты химических производств. Госхимтехиздат, 1934. Плановский А. Н. и Касаткин А. Г. О способах выражения движущей силы диффузионных процессов «Химическая промышленность» № 9, 1953. Плановский А. Н., Касаткин А. Г. К вопросу о расчете тарельчатых аппаратов. «Химическая промышленность» № 3, 1955; Гельперин Н. И. Дистилляция и ректификация. Госхимиздат, 1947. Гельперин Н. И. Влияние агрегатного состояния исходных смесей на работу ректификационных аппаратов непрерывного действия. «Журнал прикладной химии», вып. 12, 1954. Кузнецов Н. М., Алексеев Е. Н., Забродский А. Г., Цоринов В. Л. Исследование работы брагоперегонных и ректификационных аппаратов. Изд. Наркомвнугорга УССР, 1935. Стабников В. Н., Харин С. Е., Теоретические основы перегонки и ректификации спирта. Пищепромиздат, 1951. Стабников В. Н. Теоретическая тарелка и единицы переноса. «Химическая промышленность» № 7, 1955. Четвериков Е. Ф. Влияние температуры бражки на расход пара и процесс перегонки. Труды Ленинградского технологического института пищевой промышленности, т. III, 1953. Экспресс-информация, серия «Процессы и аппараты химических производств». Изд. Института информации АН СССР, 1957, вып. 9 — Контактное взаимодействие газа в жидкости на тарелках; вып. 12 — КПД колпачковых тарелок ректификационных колонн. Griswold and Stewart. Rectification of Benzene-Toluene, Ind. Eng. Chem., 1947, vol. 39, p. 752. Lewis W. K. Plate Efficiency of Bubble Cap Columns, Ind. Eng. Chem., 1936, vol. 28, p. 399. Murphree E. V. Rectifying Column Calculations. Ind. Eng. Chem., 1925, vol. 17, p. 147; p. 960. West F. B., Gilbert D. G. and Toru Shimizu. Mechanism of Mass Transfer on Bubble Plates. Ind. Eng. Chem., 1952, vol. 44, p. 2470.

Поступила в редакцию
3 января 1958 г.