

## ХИМИЧЕСКАЯ ПЕРЕРАБОТКА ДРЕВЕСИНЫ

О РАСЧЕТЕ КОЛИЧЕСТВА ТАРЕЛОК  
РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН  
НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

## Сообщение II

В. И. ГАГАРИН

Ст. преподаватель

(Архангельский лесотехнический институт)

## VII. Метод расчета, основанный на допущениях 1, 2, 3 и 11

В предыдущем сообщении (см. «Лесной журнал» № 2, 1958) мы подвергли теоретическому анализу метод Мак Кэба — Тиле и показали, что допущения 4, 8, 9, 10 можно безболезненно исключить, если в указанный метод расчета внести соответствующие уточнения.

Ректификационные колонны обычно имеют достаточно хорошую теплоизоляцию, а поэтому образующаяся за счет относительно небольших теплопотерь «дикая» флегма мало влияет на условия работы аппарата и не ставит под сомнение надежность результатов расчета. При высокой культуре производства потери материала, по сравнению со всем потоком его, очень малы. Таким образом, допущение 3 метода Мак Кэба — Тиле не вызывает особых возражений.

Результаты анализа процесса ректификации, изложенные в первом сообщении, позволяют сделать некоторые обобщения. Если жидкофазная смесь подается в нижний элемент колонны, то колонна работает как укрепляющая, а линия рабочих концентраций представлена линией укрепления. Когда жидкофазная смесь поступает на верхнюю тарелку, колонна используется в качестве исчерпывающей, а линия рабочих концентраций оказывается линией исчерпывания. При подаче же смеси на любую тарелку колонны, кроме верхней, наблюдается излом линии рабочих концентраций в точке с абсциссой  $X_1$ , если питание жидкофазное, или в точке с ординатой  $Y_n$ , если оно парофазное. Очевидно, что каждый жидкофазный или парофазный подвод смеси в промежуточное сечение и каждый отбор продукта из жидкой или паровой фазы любой тарелки, кроме верхней, будет отмечен соответствующим изломом линии рабочих концентраций. Составив уравнения линий рабочих кон-

\* Условные обозначения для разделов VII и VIII данного сообщения см. в сообщении I («Лесной журнал» № 2, 1958).

центраций, можно доказать, что, в случае отбора продукта из промежуточного сечения колонны, излом линии рабочих концентраций имеет место в точке с абсциссой  $X_{рж}$ , если продукт выводится из жидкой фазы тарелки, или в точке с ординатой  $X_{рп}$ , если он берется из паровой фазы.

Итак, необходимо уточнить метод расчета и отбросить допущения 5, 6.

Предполагая, что укрепляющее действие дефлегматора учитывается отдельно, оставляем в качестве исходных предпосылок уточненного метода расчета допущения 1, 2, 3, 11 и даем расчетные уравнения без математических выкладок.

Уравнение линии рабочих концентраций в общем виде (то есть для укрепляющей, промежуточной и исчерпывающей частей колонны) выражается так:

$$Y_{m-1} = \frac{R + \Delta R + \Sigma F + \Sigma \Delta F - \Sigma P_{ж}}{R + \Delta R + 1 + \Sigma P_{п} + \Sigma \Delta F - \Sigma \Pi} X_m + \frac{X_p + \Sigma P_{п} X_{рп} + P_{ж} X_{рж} - \Sigma F X_f - \Sigma \Pi Y_{п}}{R + \Delta R + 1 + \Sigma P_{п} + \Sigma \Delta F - \Sigma \Pi} \quad (1-II)$$

Для исчерпывающей части его можно видоизменить:

$$Y_{m-1} = \frac{R + \Delta R + \Sigma F + \Sigma \Delta F - \Sigma P_{ж}}{R + \Delta R + 1 + \Sigma P_{п} + \Sigma \Delta F - \Sigma \Pi} X_m - \frac{W_d + \Sigma F - 1 + \Sigma \Pi - \Sigma P_{п} - \Sigma P_{ж}}{R + \Delta R + 1 + \Sigma P_{п} + \Sigma \Delta F - \Sigma \Pi} X_w \quad (2-II)$$

Величина  $\Delta F$  определяется графическим решением системы уравнений:

$$\Delta F_m = \frac{F_m C_{fm} (t_{1m} - t_{fm})}{r_m} = \frac{F_m C_{fm} (\delta_m + e_m X_{1m} - t_{fm})}{r_m} \quad (3-II)$$

$$\Delta F = \frac{F_m (R + \Delta R + 1 + \Sigma P_{п} + \Sigma \Delta F - \Sigma \Pi) (X_{1m} - X_{fm})}{X_p - M X_{1m} + \Sigma P_{п} X_{рп} + \Sigma P_{ж} X_{рж} - \Sigma F X_f - \Sigma \Pi Y_{п}} \quad (14-II)$$

в этой формуле  $M = 1 + \Sigma P_{п} + \Sigma P_{ж} - \Sigma F - \Sigma \Pi$ .

$\Delta F$  можно вычислить также по одному из этих уравнений, если известно флегмовое число  $R$ , ибо в этом случае концентрация  $X_{1m}$  может быть установлена аналитическим способом:

$$A X_{1m}^2 + B X_{1m} + E = 0. \quad (5-II)$$

где:  $A = -e_m (1 + \Sigma P_{п} + \Sigma P_{ж} - \Sigma F - \Sigma \Pi)$ ;

$$B = e_m (X_p + \Sigma P_{п} X_{рп} + \Sigma P_{ж} X_{рж} - \Sigma F X_f - \Sigma \Pi Y_{п}) - (\delta_m - t_{fm}) (1 + \Sigma P_{п} + \Sigma P_{ж} - \Sigma F - \Sigma \Pi) - (R + \Delta R + 1 + \Sigma P_{п} + \Sigma \Delta F - \Sigma \Pi) \frac{r_m}{C_{fm}}$$

$$E = (\delta_m - t_{fm}) (X_p + \Sigma P_{п} X_{рп} + \Sigma P_{ж} X_{рж} - \Sigma F X_f - \Sigma \Pi Y_{п}) + (R + \Delta R + 1 + \Sigma P_{п} + \Sigma \Delta F - \Sigma \Pi) \frac{r_m}{C_{fm}} X_{fm}.$$

Суммы ( $\Sigma$ ) включают в себя количества материалов, приходящих в колонну или уходящих из нее выше данного сечения аппарата (уравн. 1—II, 2—II) или выше рассматриваемой тарелки жидкофазного питания (уравн. 3—II, 4—II и 5—II). Индекс « $m$ » показывает, что величина относится или к жидкости, стекающей на данную тарелку питания, или к исходной смеси, поступающей на нее, или к парам, конденсирующимся на ней.

Рабочее флегмовое число рассчитывается по формуле\*

$$R = \beta R_{\min} = \beta \frac{X_p - Y}{Y - X} - \Delta R, \quad (6-II)$$

где  $\Delta R$  — величина, определяемая уравнением (22)\*\*.

Вместо  $Y$  и  $X$  в формулу (6—II) надо подставлять значения концентрации, указывающие координаты точки излома линии рабочих концентраций укрепляющей части при переходе ее в линию рабочих концентраций смежной с ней (промежуточной или исчерпывающей) части колонны, то есть или  $Y_1^*$  и  $X_1$ , или  $Y_f^*$  и  $X_f$ , или  $Y_{рж}^*$  и  $X_{рж}$ , или  $Y_n$  и  $X_n^*$ , или наконец,  $Y = X_p$  и  $X_{рп}^*$ .

На рис. 1-II даны условия примера и расчет количества теоретических тарелок ректификационного аппарата для разделения смеси этиловый спирт — вода, имеющего паровую ( $P$ ) и жидкофазную ( $F$ ) питание. Загрязняющие спирт примеси выводятся вместе с промежуточным продуктом ( $P_{ж}$ ) в ходе переработки которого непрерывно получается водный раствор спирта ( $F'$ ), возвращаемый в колонну. Графическим решением системы уравнений (3-II, 4-II) с применением формулы (6-II), которые в данных условиях преобразуются в равенства (20, 16, 17), определено, что при  $\beta = 1,4$   $X_1 = 50,75$  мол. %, а  $\Delta F = 0,015$  (см. рис. 1а-II), чему соответствует  $R = 1$ . При  $t_{фл} = t_{кип}$ ,  $\Delta R = 0$  (см. уравн. 22), поэтому уравнение (1-II), в случае укрепляющей части колонны совпадает с уравнением (1), а сама линия рабочих концентраций (отрезок  $ab$ ) проходит через точку ( $Y = X = X_p$ ) и отсекает на оси ординат отрезок

$$B = \frac{X_p}{R + 1} = \frac{75}{1 + 1} = 37,5 \text{ мол. \%}$$

Линии рабочих концентраций промежуточных частей колонны построены по отрезкам на оси ординат (уравн. 1-II):

$$B' = \frac{X_p - FX_f}{R + 1 + \Delta F} = \frac{75 - 0,25 \cdot 50}{1 + 1 + 0,015} = 31 \text{ мол. \%},$$

$$B'' = \frac{X_p - P_{ж}X_{рж} - FX_f}{R + 1 + \Delta F} = \frac{75 + 0,75 \cdot 40 - 0,25 \cdot 50}{1 + 1 + 0,015} = 46 \text{ мол. \%}.$$

$$B''' = \frac{X_p + P_{ж}X_{рж} - FX_f - \Pi Y_n}{R + 1 + \Delta F - \Pi} = \frac{75 + 0,75 \cdot 40 - 0,25 \cdot 50 - 1,75 \cdot 51}{1 + 1 + 0,015 - 1,75} = 12 \text{ мол. \%}.$$

\* Следует заметить, что выбор флегмового числа в ряде случаев будет определяться не наклоном линии рабочих концентраций укрепляющей части колонны, как это предусматривается формулой (6-II), а направлением линии рабочих концентраций той части ее, которая расположена ниже сечения отбора промежуточного продукта (см. прямую  $cd$  на рис. 1-II).

\*\* Формулы, помеченные только арабскими цифрами, см. в сообщении I («Лесной журнал» № 2, 1958).

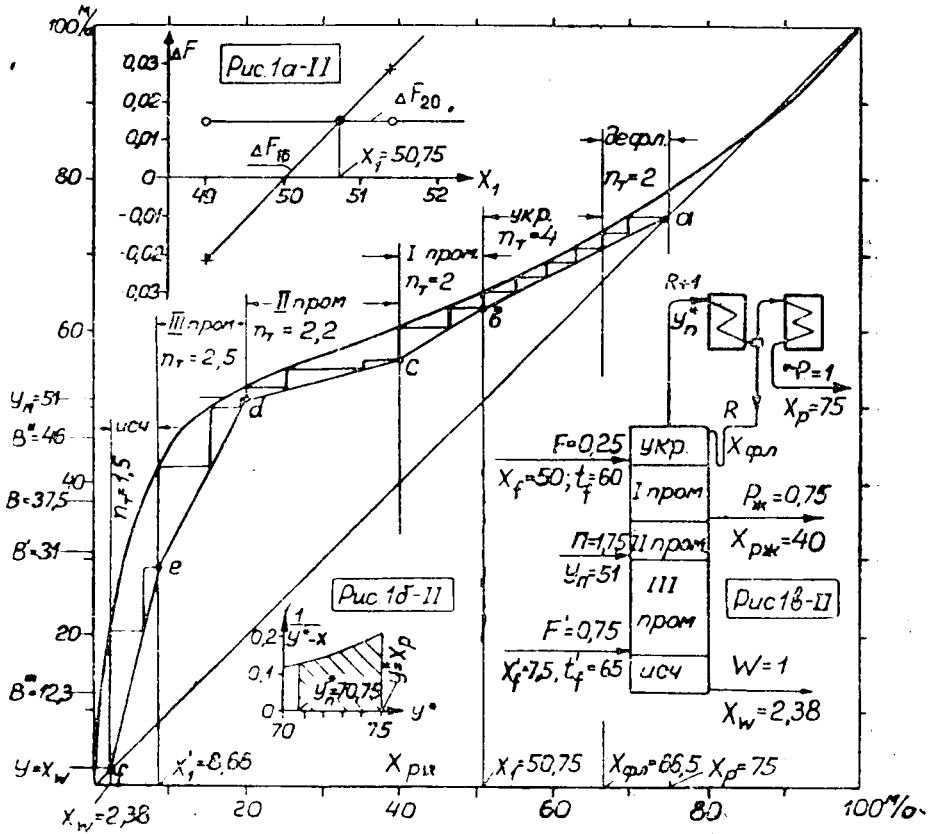


Рис. 1-II.

Концентрация жидкости на тарелке «нижнего» питания ( $X_1=8,66$  мол. %) рассчитана по равенству (5-II), а линия рабочих концентраций исчерывающей части колонны проведена через точку ( $Y=X=X_w$ ), так как для упрощения примера принималось, что острый водяной пар в колонну не вводится.

Частные материальные балансы дефлегматора и укрепляющей части колонны (см. рис. 1в-II) выражаются равенствами:

$$(R + 1) Y_n = R X_{фл} + X_p,$$

$$R X_{фл} + (R + \Delta R + 1) Y_{m-1} = (R + \Delta R) X_m + (R + 1) Y_n,$$

совместное решение которых дает уравнение (27). Из этого следует, что линия рабочих концентраций дефлегматора совпадает по направлению с линией рабочих концентраций укрепляющей части колонны. Число теоретических тарелок, которые заменяются дефлегматором, равно количеству ступеней изменения концентраций, заключенных между ординатами на  $X_{фл}$  и  $X_p$  (см. рис. 1-II).

Концентрация  $X_{фл}$  рассчитывается по равенству:

$$(R + 1) Y_n = R X_{фл} + X_p,$$

где  $Y_n$  (см. рис. 1б-II) — величина, определяемая в ходе графического решения интеграла (В. Н. Стабников, С. Е. Харин)

$$Y_k^* = X_p$$

$$\int_{Y_n^* = Y_n} \frac{dY^*}{Y^* - X} = 2,3 \lg(R + 1).$$

### VIII. О связях метода А. Г. Касаткина и А. Н. Плановского с методом Мэрфри

За последние годы в журнале «Химическая промышленность» опубликованы статьи А. Г. Касаткина и А. Н. Плановского «О способах выражения движущей силы диффузионных процессов» (1953) и «К вопросу о расчете тарельчатых аппаратов» (1955). В первой из них высказывается мысль о необходимости унифицировать способы расчета различных диффузионных процессов (ректификация, абсорбция и др.), а также подвергается критике и отвергается, как ошибочный, общеизвестный метод Мак Кэба—Тиле, нашедший широкое применение при проектировании тарельчатых аппаратов. Во второй статье авторы описывают предлагаемый ими метод расчета тарельчатых колонн непрерывного действия и дают методику обработки результатов исследований кинетики диффузионных процессов.

Выступая на страницах того же журнала, В. Н. Стабников критикует ряд положений статьи «О способах...». Мы полностью согласны с В. Н. Стабниковым в том, что движущую силу диффузионных процессов следует выражать или разностью концентраций, или разностью парциальных давлений; что понятия «теоретическая тарелка» и «ступень изменения концентраций» равноценны, так как имеют один и тот же физический смысл; что термин «коэффициент полезного действия (к. п. д.) тарелки» располагает полным правом на существование как мера степени совершенства процесса, протекающего на действительной тарелке; что и количество теоретических тарелок, и число единиц переноса массы характеризуют эффективность работы диффузионного аппарата в конкретных условиях технологического процесса или эксперимента.

Авторы статьи «К вопросу...» предпринимают попытку разработать более точный способ расчета тарельчатых аппаратов, который явился бы единым для всех диффузионных процессов и заменил бы собой крайне приближенный метод Мак Кэба—Тиле. Внимательное же изучение способа расчета, предлагаемого А. Г. Касаткиным и А. Н. Плановским, показывает, что в основе его лежат главные допущения отвергнутого ими метода Мак Кэба—Тиле, а все уточнение сводится к применению теории диффузионного подобия при определении истинных к.п.д. тарелок (к.п.д. Мэрфри).

Авторы анализируемого метода выводят уравнение частного материального баланса верхней отрезанной части колонны (см: рис. 2а-II) по легколетучему компоненту смеси:

$$Y_{m-1} = \frac{L}{G} X_m + \frac{GY_k - LX_n}{G} = AX_m + B, \quad (7-II)$$

и заявляют: «В каждом конкретном случае массообмена величины  $L/G$  и  $(GY_k - LX_n)$ :  $G$  являются постоянными, и, следовательно, уравнение материального баланса приводит к уравнению прямой линии... Сле-

довательно, на диаграмме  $Y - X$  зависимость между рабочими концентрациями при массообмене во всех случаях является линейной» (А. Н. Плановский, А. Г. Касаткин, 1953).

Затем, применив основное уравнение массопередачи (А. Н. Плановский, А. Г. Касаткин, 1955), устанавливают соотношение между равновесной и рабочими концентрациями отдельной ( $m$ ) тарелки (Рис. 2-II).

$$\frac{Y_m^* - Y_{m-1}}{Y_m^* - Y_m} = e^b = C_y = \frac{A'C'}{A'B'} \quad (8-II)$$

где  $e$  — основание натуральных логарифмов,

$$b = \frac{K_{yv} V_T}{G}$$

$V_T$  — объем жидкости на тарелке в  $m^3$ ;

$K_y \cdot a = K_{yv}$  — коэффициент массопередачи, определяемый критериальным уравнением.

$$Nu' = K_{yv} \frac{l^2}{D} = f \left( \frac{W_o d_o \rho_{ж}}{\mu_{ж}}, \frac{W_o d_o \rho_{п}}{\mu_{п}}, \frac{\mu_{ж}}{D_{ж} \rho_{ж}}, \frac{\mu_{п}}{D_{п} \rho_{п}}, \Gamma \right) \quad (9-II)$$

Авторы анализируемого метода предполагают наличие в колонне постоянства потока жидкости  $L$  и потока паров  $G$ . В случае ректификации нет никаких оснований считать неизменным поток смеси, выраженный в  $кг/час$ , а о постоянстве потока какого-либо компонента смеси не приходится и говорить. Таким образом, предполагается постоянство потоков, измеренных  $кг-молями$  смеси/час, то есть принимается допущение второго метода Мак Кэба—Тиле и метода Мэрффри.

В условиях ректификации  $L = PR$ ,  $G = L + P = P(R + 1)$  и  $Y = X_n = X_p$ , если дефлегматор не укрепляет, уравнение (7-II) преобразуется в уравнение (1). Легко доказать, что все уравнения линий рабочих концентраций, полученные в ходе анализа методов Мак Кэба—Тиле и Мэрффри, оказываются справедливыми и в случае применения способа определения количества тарелок, предлагаемого А. Г. Касаткиным и А. Н. Плановским.

Преобразовав формулу (8-II):

$$\frac{Y_m - Y_m^*}{Y_m^* - Y_{m-1}} = \frac{-1}{C_y}$$

и взяв производную пропорцию, получаем выражение истинного к. п. д. тарелки (см. урavn. 7 и рис. 3 и 2б-II):

$$\eta_{ym} = \frac{Y_m - Y_{m-1}}{Y_m^* - Y_{m-1}} = 1 - e^{-b} = \frac{C_y - 1}{C_y} = \frac{BC'}{A'C'} \quad (10-II)$$

Абсолютное значение показателя степени при основании натуральных логарифмов, полученное Мэрффри, выражается произведением (Мэрффри, стр. 748)

$$K \cdot a_v \cdot P \cdot \tau_v \quad (10a-II)$$

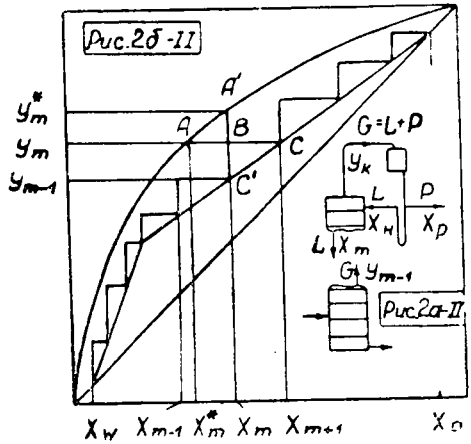


Рис. 2-II

где  $K_p$  — коэффициент массопередачи в  $\text{кг-моль}/\text{м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{един} \cdot \Delta p$ ;  
 $\Delta p$  — движущая сила массопередачи в  $\text{ат}$ ;  
 $a_v$  — поверхность соприкосновения фаз, развиваемая одним моле́м барботирующего пара в  $\text{м}^2/\text{кг-моль}$  пара;  
 $P$  — полное давление пара в  $\text{ат}$ ;  
 $\tau_v$  — время барботаж (в часах) такого количества пара ( $V$ ), которое приходится на один моль верхнего продукта.

Но  $\tau_v = V : G$ , а из уравнения массопередачи следует, что

$$K_p = \frac{K'_y \Delta Y}{\Delta p} = \frac{K'_y}{P}. \text{ Следовательно, } K_p P a_v \tau_v = \frac{K'_y a_v V}{G}.$$

При установившемся процессе ректификации отношение  $\frac{a_v \cdot V}{G}$ ,

численно равное величине поверхности соприкосновения фаз, образующейся за время барботирования  $V$  молей паров, сохраняется постоянным. Заменив его тоже постоянным, но более удобным для исследова-

ний процесса массообмена отношением  $\frac{a V_\tau}{G}$  и, принимая во внима-

ние неравенство самих отношений, которое автоматически учитывается при определении коэффициента массопередачи опытным путем,

получаем из выражения (10а-II) безразмерный комплекс  $\frac{K_y \cdot a \cdot V_\tau}{G} =$

$= \frac{K_{yv} V_\tau}{G}$ , равный числу единиц переноса массы, которым равноценна рассматриваемая действительная тарелка (А. Н. Плановский, А. Г. Касаткин, 1955).

В связи с последним следует заметить, что утверждение А. Г. Касаткина и А. Н. Плановского о равенстве истинного к.п.д. тарелки и числа единиц переноса массы на ней («О способах...», стр. 342) находится в противоречии с физическим смыслом истинного к.п.д. тарелки (см. уравн. 10-II).

Число единиц переноса массы, эквивалентное действительной тарелке, прямо пропорционально коэффициенту массопередачи. При переходе от верхних тарелок к нижним наблюдается повышение температуры и уменьшение содержания легколетучего компонента в смеси, что сопровождается изменением физических констант паров и жидкости, а следовательно, и коэффициента массопередачи (см. уравн. 9-II). Поэтому мы считаем весьма сомнительной возможность применения числа единиц переноса массы в качестве основного средства для доказательства неравноценности теоретических тарелок, как это делают авторы статьи «О способах...». Неравноценность же действительных тарелок доказана экспериментально (Грисволд и Стюарт, 1947) и подтверждена самой теорией массопередачи.

Из изложенного выше анализа метода, предлагаемого А. Г. Касаткиным и А. Н. Плановским, ясно, что он принципиально ничем не отличается от метода Мэрфри, но более удобен, так как не связан с необходимостью определения трудно поддающейся измерению величины поверхности соприкосновения фаз, образующейся при барботировании одного моля паров.

Вест и другие выражают истинный к. п. д. тарелки не через объем жидкости на тарелке, а через высоту слоя пены на ней. Это достаточно обосновано и не вызывает особых возражений.

В настоящее время нет единого мнения о механизме процесса массообмена, поэтому еще неясно, будет ли коэффициент массопередачи определяться непосредственно из критериального уравнения типа (9-II) или его придется рассчитывать, исходя из значений пленочных коэффициентов.

Так как отбор проб при исследовании процесса ректификации удобнее производить из жидкой фазы тарелки, а расчет количества их выгоднее начинать с самой верхней, то истинный к. п. д. тарелки, как нам кажется, следует выражать через концентрации жидкой фазы (см. рис. 2-II).

$$\eta_{xm} = \frac{X_{m+1} - X_m}{X_{m+1} - X_m^*} = 1 - e^{-a} = \frac{BC}{AC}, \quad (11-II)$$

где  $e$  — основание натуральных логарифмов,

$$a = \frac{K_{xv} \cdot V_T}{L};$$

$L$  — количество жидкости, стекающей вниз по колонне, в кг-моль/час;

$K_{xv}$  — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице объема жидкой фазы на тарелке, в кг-моль легколетучего/м<sup>3</sup> · час · един · ΔX;

$X_m^*$  — концентрация жидкости, находящейся в равновесии с паром, покидающим данную ( $m$ ) тарелку и имеющим состав  $Y_m$  в мол. долях или %.

Мы не останавливаемся на методике применения способа расчета, так как она совершенно аналогична методике Мэрфри и ясна из рис. 2-II.

Сочетание метода расчета, основанного на допущениях 1, 2, 3, 11 и методики определения истинных к. п. д. тарелок (см. уравн. 9-II, 11-II) дает способ вычисления количества действительных тарелок, базирующийся только на допущениях 1, 2 и 3. Последний может послужить теоретической основой исследовательских работ по кинетике процесса ректификации двойной смеси в колоннах непрерывного действия, имеющих тарелки беспровального типа. Наиболее уязвимым местом этого способа является допущение второе о постоянстве потоков.

### IX. Предполагаемый путь дальнейшего уточнения метода расчета

Процесс массопередачи является диффузионно-тепловым. Ни один из рассмотренных способов определения количества тарелок не учитывает тепловую сторону массообмена, так как все они основываются на допущении 2 о постоянстве потоков в колонне, которое теоретически возможно только в случае счастливого сочетания свойств компонентов смеси (молярные теплоемкости и теплоты парообразования, тепловые эффекты разбавления и др.) и при удачном распределении температур, давлений и концентраций по высоте колонны. Следовательно, точный метод расчета должен базироваться на уравнениях материального и теплового балансов тарелки и на уравнении массопередачи на ней.

Составим названные уравнения для верхней тарелки колонны (счет тарелок сверху вниз):

$$LX_{\phi n} + G_2 Y_2 = L_1 X_1 + G_1 Y_1 \quad (12-II)$$

$$\text{или } LX_{\phi n} + (G_1 + \Delta L) Y_2 = (L + \Delta L) X_1 + G_1 Y_1 \quad (12a-II)$$

$$Li_{\phi n} + G_2 i'_{2} = L_1 i_{1} + G_1 i'_{1} + Q_{\text{пот}} + Q_{\text{раз}} \quad (13-II)$$



или

$$Li_{\text{фл}} + (G_1 + \Delta L)i_2' = (L + \Delta L)i_1 + G_1i_1' + Q_{\text{пот}} + Q_{\text{разб}} \quad (13a-II)$$

$$LX_{\text{фл}} - L_1X_1 = LX_{\text{фл}} - (L + \Delta L)X_1 = K_{xv}\varphi f_{\tau} h_{\tau} \cdot \Delta X_{\text{cp}}, \quad (14-II)$$

где  $L$  ( $G$ ) — количество жидкости (паров) в кг/час;

$X$  ( $Y$ ) — относительная весовая концентрация жидкости (пара), в кг/кг смеси или %;

$i$  ( $i'$ ) — теплосодержание жидкости (паров) в ккал/кг;

$$\Delta X_{\text{cp}} = (X_{\text{фл}} - X_1) : \ln \frac{X_{\text{фл}} - X_1^*}{X_1 - X_1^*};$$

$Q_{\text{пот}}$  — теплотери через наружную поверхность колонны, заключенную между рассматриваемой и вышерасположенной тарелками (в данном случае самый верхний элемент колонны) в ккал/час;

$Q_{\text{разб}}$  — тепловой эффект разбавления на данной тарелке в ккал/час;

$K_{xv}$  — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице объема жидкости на тарелке, в кг легколетучего компонента смеси/м<sup>3</sup> час. един.  $\Delta X$ ;

$f_{\tau}$  — площадь тарелки в м<sup>2</sup>;

$\varphi$  — доля площади тарелки, не занятая колпачками и сливными трубами;

$h_{\tau}$  — высота слоя жидкости на тарелке в м.

Высота слоя жидкости на тарелке определяется расстоянием между верхним обрезом сливной трубы и плоскостью тарелки ( $h_{\text{сл}}$ ) и количеством жидкости, проходящей через трубу:

$$h_{\tau} = h_{\text{сл}} + \sqrt[3]{\left(\frac{L}{3600\gamma\frac{2}{3}P_{\text{сл}}\mu'\sqrt{2g}}\right)^2} \quad (15-II),$$

где  $\gamma$  — удельный вес жидкости, в кг/м<sup>3</sup>;

$P_{\text{сл}}$  — периметр сливной трубы, в м;

$\mu'$  — коэффициент расхода при истечении жидкости.

Система уравнений (12—II, 13—II, 14—II) допускает только графическое решение: принимаем ряд значений  $X_1$ , а следовательно, и  $i_1$ , рассчитываем по критериальной зависимости значения  $K_{xv}$ , по уравнению (14-II) находим  $\Delta L$ , из уравнения (12a-II) получаем значения  $i_2$  и строим кривую  $Y_2 = \psi(X_1)$ ; подсчитываем  $Q_{\text{пот}}$  и  $Q_{\text{разб}}$ , по уравнению (13a-II) вычисляем значение  $i_2'$ , по ним устанавливаем значения  $Y_2$  (зависимость однозначная) и строим кривую  $Y_2 = \psi'(X_1)$  точка пересечения кривых дает искомые  $X_1$  и  $Y_2$ , по которым легко вычисляются величины  $L_1$  и  $G_2$ . Составив систему уравнений для второй тарелки и решив ее, находим  $X_2$ ,  $Y_3$  и т. д., пока не будет достигнута концентрация первого сверху потока жидкости или пара, поступающего в колонну или уходящего из нее. Учитываем изменение потоков, применяя только что описанный графоаналитический способ, определяем концентрации на тарелках следующей части колонны (промежуточной или исчерпывающей) и т. д. В результате расчета имеем количества тарелок

в различных частях колонны и полную картину распределения концентраций и температур по высоте аппарата.

Переход на размерности, принятые при составлении уравнений (12-II, 13-II, 14-II), несомненно, облегчит расчет при определении количества тарелок колонны. При обработке же опытных данных система уравнений решается аналитически.

М. А. Михеев (1956) указывает, что применение ряда расчетных уравнений для вычисления коэффициентов теплоотдачи искусственно усложнено неудачным выбором определяющих температур. Процессы массообмена и теплопередачи очень сходны между собой. На основании сказанного мы считаем, что все величины, входящие в критериальные уравнения для определения коэффициентов массопередачи, должны определяться количеством, концентрацией и температурой жидкости на входе на тарелку, количеством, составом и температурой паров на выходе с нее.

### Заключение

1. Изложен способ расчета количества тарелок, в основе которого лежат допущения 1, 2, 3, 11. Так как в настоящее время нет надежных расчетных уравнений для определения коэффициентов массопередачи, а следовательно, и истинных к. п. д. тарелок, то в ряде случаев данный способ может явиться заменой менее точного метода Мак Кэба—Тиле.

2. Дан анализ метода А. Н. Плановского и А. Г. Касаткина.

3. Описан метод определения количества действительных тарелок, учитывающий тепловую сторону процесса массообмена при ректификации. Метод очень трудоемок, но он может быть применен при условии внедрения электронно-счетных машин в практику расчета диффузионных процессов.

### ЛИТЕРАТУРА

- Климовский Д. Н., Стабников В. Н. Технология спирта. Пищепромиздат. 1955. Плановский А. Н., 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. Стабников В. Н. Теоретическая тарелка и единицы переноса. «Химическая промышленность» № 7, 1955. Стабников В. Н., Харин С. Е. Теоретические основы перегонки и ректификации спирта. Пищепромиздат, 1951. Михеев М. А. Основы теплопередачи. Госэнергоиздат, 1956. Griswold and Stewart. Industrial and Engineering Chemistry, vol. 39 p. 752 (1947). Murphree. Industrial and Engineering Chemistry, vol. 17, p. 747 (1925). West, Gilbert and Shimizu. Industrial and Engineering Chemistry, vol 44, p. 2470 (1952).

Поступила в редакцию  
3 января 1958 г.