

В. В. Елизаров, Д. В. Елизаров, С. А. Мерзляков

# ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДЕЙСТВИТЕЛЬНЫХ СТУПЕНЕЙ РАЗДЕЛЕНИЯ ПО СТЕПЕНИ ИЗВЛЕЧЕНИЯ НИЗКОКИПЯЩЕГО КОМПОНЕНТА

*Ключевые слова: эффективность, полное перемешивание, степень извлечения.*

*Предлагается метод расчета действительных ступеней разделения (реальных тарелок) колонных аппаратов по заданной концентрации компонентов в исходной смеси и на концах колонны (в дистилляте и кубовом остатке).*

*Keywords: efficiency, complete mixing, the degree of extraction.*

*Method is proposed for calculating the actual separation stages (real plates) of column apparatus for a given concentration of components in the mixture and at the ends of the column (in the distillate and bottoms).*

Высота аппарата со ступенчатым контактом фаз определяется по количеству действительных ступеней (тарелок) разделения и зависит от эффективности ступени. Об эффективности, КПД аппарата судят по отношению числа теоретических ступеней к числу действительных [1–3].

$$\eta_0 = N^T / N_D, \quad (1)$$

где  $N^T$ ,  $N_D$  – число теоретических и действительных тарелок.

Чем выше  $\eta_0$ , тем ближе число действительных тарелок к числу теоретических, тем ближе состояние процесса на тарелках к равновесному.

При определении числа теоретических ступеней разделения  $N^T$  в настоящее время проблем не возникает. Для этого используются различные методы: графические (по диаграмме  $y-x$ ), аналитические, схема “от тарелки к тарелке”, современные программные пакеты Hysys, Chemcad и др. Основная проблема состоит в определении количества действительных ступеней разделения  $N_D$  или КПД колонны  $\eta_0$ , величина которого зависит от процессов, протекающих в двухфазной среде на контактных устройствах. Значение  $\eta_0$  обычно принимается из эксперимента или рассчитывается по эмпирическим данным [1], получаемым в результате обобщения опыта эксплуатации действующих установок. Эти данные рекомендуются в качестве ориентировочных значений КПД и не отражают их зависимости от конструкции контактных устройств, аппаратов, рабочих режимов и свойств разделяемых смесей [4, 5].

Эффективность колонны является интегральной характеристикой процессов переноса в двухфазном слое на контактных устройствах и представляет собой среднее значение от эффективностей всех ступеней [6]:

$$\eta_0 = \sum_{i=1}^{N_D} \eta_i / N_D, \quad (2)$$

где  $\eta_i$  – эффективность  $i$ -ой ступени контакта.

Определение количества теоретических ступеней разделения при расчете по схеме «от тарелки к тарелке», в том числе и с помощью извест-

ных программных комплексов, проводится в зависимости от разделительной способности колонны. О разделительной способности установки судят по значениям концентраций, получаемых продуктов разделения, на концах колонны (в дистилляте и кубовом остатке), по отношениям  $y_{Nj}/y_{0j}$  или  $x_{Nj}/x_{0j}$   $j = (1, 2, \dots, m)$ , где  $y_{Nj}$ ,  $y_{0j}$ ,  $x_{Nj}$ ,  $x_{0j}$  – значения концентраций компонентов в паровой (газовой) и жидкой фазах наверху  $y_{Nj}$ ,  $x_{Nj}$  и внизу колонны  $y_{0j}$ ,  $x_{0j}$ ,  $m$  – число компонентов разделяемой смеси.

Путем подбора количества теоретических тарелок и точек ввода питания в итерационном процессе расчета при заданных технологических и режимных параметрах добиваются минимума (максимума) или требуемых значений этих отношений.

В данной работе число действительных ступеней разделения  $N_D$ , в выражении (2), определяется также по заданной концентрации компонентов на концах колонны. Предлагается метод приближенного расчета количества действительных ступеней разделения.

Для определения действительных ступеней разделения введем в рассмотрение относительную величину степени извлечения компонента. Относительная величина степени извлечения низкокипящего (НК) компонента жидкой и паровой фазы представляет собой отношение между количеством извлеченного на  $i$ -ой тарелке компонента и количеством этого компонента, поступающего на тарелку.

$$\varphi_{xi} = \frac{x_{i+1} - x_i}{x_{i+1}}, \quad i = 1, 2, \dots, N, \quad (3)$$

где  $x_{i+1}$ ,  $y_{i-1}$  – концентрация НК компонента в жидкой и паровой фазах, поступающих на тарелку;  $x_i$ ,  $y_i$  – соответственно, концентрация НК компонента, покидающего тарелку;  $\varphi_{xi}$ ,  $\varphi_{yi}$  – относительная величина степени извлечения НК компонента. Аналогично запишем степень извлечения высококипящего (ВК) компонента из жидкой и паровой фазы:

$$\varphi'_{xi} = \frac{x_i - x_{i+1}}{x_i}, \quad i = 1, 2, \dots, N. \quad (4)$$

### Определение действительных тарелок по заданной на концах колонны концентрации НК компонента в жидкой фазе

В этом случае для определения количества действительных тарелок задают концентрации НК компонента на верху  $x_N$ , внизу  $x_0$  и в питании (исходном сырье) колонны  $x_f$ .

Поступая также как и в предыдущем случае, рассмотрим степень извлечения НК компонента в жидкой фазе на тарелках аппарата:

- для куба аппарата:

$$\varphi_{x0} = (x_1 - x_0)/x_1, \quad x_1/x_0 = (1 - \varphi_{x0})^{-1}; \quad (5)$$

- для первой (снизу) тарелки:

$$\varphi_{x1} = (x_2 - x_1)/x_2, \quad x_2/x_1 = (1 - \varphi_{x1})^{-1}. \quad (6)$$

Подстановка значения  $x_1$  из отношения (6) в выражение (5) дает

$$x_2/x_1 = (1 - \varphi_{x1})^{-1}(1 - \varphi_{x0})^{-1}.$$

Продолжая преобразования до тарелки питания  $N = N_f$ , получим

$$x_f/x_0 = \prod_{i=1}^{N_H} (1 - \varphi_{xi})^{-1}, \quad (7)$$

где  $N_H$  – число действительных тарелок в нижней части.

При одинаковой или средней степени извлечения на тарелках в нижней части колонны  $\varphi_{xi} = \varphi_x$  уравнение (7) запишется в виде:

$$x_f/x_0 = (1 - \varphi_x)^{-N_H},$$

Тогда число действительных ступеней в нижней части колонны:

$$N_H = \frac{\ln(x_f/x_0)}{\ln(1 + \varphi_x)^{-1}}. \quad (8)$$

Аналогично записываются уравнения для верхней части колонны:

$$\frac{x_f}{x_N} = \prod_{i=N_H}^{N_B} (1 - \varphi_{xi})^{-1}.$$

При одинаковой или средней степени извлечения на тарелках верхней части колонны  $\varphi_{xi} = \varphi_x$ , получим число действительных тарелок в верхней части аппарата:

$$N_B = \frac{\ln(x_N/x_f)}{\ln(1 + \varphi_x)^{-1}}. \quad (9)$$

### Метод приближенного расчета действительных ступеней разделения в колонных аппаратах

Рассмотрим метод расчета количества действительных тарелок при разделении бинарной жидкой смеси с заданными концентрациями НК компонента в питании  $x_f$ , в дистилляте  $x_N$  и кубовом остатке  $x_0$ . Расход питания  $F$ , дистиллята  $D$ , кубового остатка  $W$ .

Исходная смесь поступает в колонну при температуре  $T_f$  и давлении  $P_f$ . По заданной концентрации НК компонента наверху колонны и ВК

компонента в кубе определяются давление и температура наверху и внизу колонны  $P_N$  и  $P_0$ ,  $T_N$  и  $T_0$ .

В верхней и нижней частях колонны определяется средняя концентрация НК компонента  $x'_{cp}$  и  $x''_{cp}$ , а по уравнениям рабочих линий находится средняя концентрация НК компонента в паровой фазе [7]:

- в верхней части аппарата

$$y_{cp} = \frac{R}{R+1} x_{cp} + \frac{x_N}{R+1};$$

- в нижней части аппарата

$$y_{cp} = x_{cp} \frac{R+F}{R+1} + x_0 \frac{F-1}{R+1};$$

где  $R$  – флегмовое число,  $F$  – относительный мольный расход:  $F = (x_N - x_0)/(x_f - x_0)$ .

Для тарелки расположенной в верхней части колонны составляем уравнение материального баланса  $L(x_{cp} - x) - V(y - y_{cp}) = 0$ .

Здесь  $x$  – концентрация НК компонента в жидкости на тарелке,  $y$  – концентрация НК компонента в паре, покидающим тарелку,  $L$  – расход жидкой фазы,  $V$  – расход паровой фазы.

Из уравнения материального баланса выразим концентрацию НК компонента в жидкой фазе:

$$x = x_{cp} - (y - y_{cp})V/L. \quad (10)$$

Введем эффективность тарелки по Мерффри [7, 8]:

$$\eta = \frac{y - y_{cp}}{y^* - y_{cp}}. \quad (11)$$

С учетом эффективности  $\eta$  (11) уравнение (10) перепишем в виде:

$$x = x_{cp} - \eta(y^* - y_{cp})V/L. \quad (12)$$

Здесь  $y^*$  – концентрация НК компонента в паровой фазе равновесная с концентрацией НК компонента в жидкой фазе  $y^* = y^*(x)$ .

Для идеальных растворов, подчиняющихся законом Рауля и Дальтона, равновесная концентрация выражается через летучесть НК компонента [7–9]:

$$y^* = \alpha x / [1 + (\alpha - 1)x], \quad (13)$$

где  $\alpha = P_A^*/P_B^*$  – летучесть НК компонента;  $P_A^*$ ,  $P_B^*$  – давление насыщенных паров компонентов А и В при средней температуре в верхней и нижней части аппарата.

Для неидеальных смесей равновесная концентрация выражается через коэффициент распределения:  $m = \gamma P^*/P$ .

Здесь  $\gamma$  – коэффициент активности,  $P$  – давление в системе.

Подставляя значение равновесной концентрации  $y^* = mx$  в уравнение (12), найдем концентрацию жидкости на тарелке:

$$x = \frac{x_{cp} + \eta y_{cp} V/L}{1 + \eta m V/L}. \quad (14)$$

При разделении идеальной смеси, равновесие которой с достаточной точностью подчиняется уравнению (13), концентрацию НК компонента в жидкости на тарелке найдем, подставив значение  $y^*$  из выражения (13) в уравнение (12). Получим:

$$x = x_{cp} - \eta \left[ \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \right] V/L + \eta y_{cp} V/L,$$

$$x[1 + (\alpha - 1)x] = x_{cp}[1 + (\alpha - 1)x] - \eta \alpha x V/L + \eta y_{cp}[1 + (\alpha - 1)x] V/L.$$

Обозначим  $\beta = \alpha - 1$ . Раскрывая скобки в полученном выражении, получим квадратное уравнение относительно  $x$ :

$$\beta x^2 + (1 - \beta x_{cp} + \eta \alpha V/L - \eta \beta y_{cp} V/L)x - (x_{cp} + \eta y_{cp} V/L) = 0.$$

Решение уравнения имеет вид:

$$x = \frac{1}{2\beta} \left\{ \left[ \beta(x_{cp} + \eta y_{cp} V/L) - \eta \alpha V/L - 1 \right] + \sqrt{(1 - \beta x_{cp} + \eta \alpha V/L - \eta \beta y_{cp} V/L)^2 + 4\beta(x_{cp} + \eta y_{cp} V/L)} \right\}. \quad (15)$$

Относительная степень извлечения НК компонента из жидкой фазы определяется как разность концентраций НК компонента в жидкости, поступающей на тарелку  $x_{cp}$  и покидающей тарелку  $x$ , отнесенная к концентрации НК компонента поступающего с жидкостью.

$$\overline{\varphi}_x = \frac{x_{cp} - x}{x_{cp}}. \quad (16)$$

По уравнению (9) находится число действительных ступеней в верхней части аппарата:  $N_B = \frac{\ln(x_N/x_f)}{\ln(1 + \overline{\varphi}_x)^{-1}}$ .

Расход парового потока в колонне принимается постоянным  $V = \text{const}$ . Расход жидкости в нижней части аппарата  $L_H = L + F$ . При заданном  $V/L$ ,  $x_{cp}$  и  $y_{cp}$ ,  $T_{cp}$ , находятся  $P_A^*$ ,  $P_B^*$  и  $\alpha = P_A^*/P_B^*$ , из уравнения (15) вычисляется концентрация жидкости на тарелке в нижней части аппарата и среднее значение степени извлечения  $\overline{\varphi}_x$ . По уравнению (15) определяется число действительных тарелок  $N_H$  в нижней части аппарата.

### Количество действительных ступеней при разделении смеси бензол-толуол в колонне с ситчатыми тарелками

Определение количества действительных тарелок в колонне проведем по исходным данным приведенным в [7]. Разделение 10 т/ч жидкой смеси бензол-толуол в колонне с ситчатыми тарелками, под атмосферным давлением, содержащей 50% масс. бензола и 50% масс. толуола, проводится до достижения 96% масс. бензола в дистилляте и 98% масс. толуола в кубовом остатке. Температура исходной смеси 82 °С. Из уравнений материального баланса: массовый расход дистиллята составляет  $D = 5110$

кг/ч, кубового остатка  $W = 4890$  кг/ч. Содержание бензола в мольных долях: в питании  $x_f = 0.542$ ; в кубовом остатке  $x_0 = 0.023$ ; в дистилляте  $x_{N+1} = 0.965$ . Флегмовое число  $R = 1.78$ .

Уравнения рабочих линий: в верхней части колонны  $y = 0.64x + 0.347$ ; в нижней части колонны  $y = 1.3x - 0.0068$ .

Средние концентрации жидкости:

- в верхней части аппарата. Поскольку отношение  $x_{N+1}/x_f = 1.78 < 2$  и распределение концентрации бензола в верхней части аппарата близко к линейному [7], то среднюю концентрацию НК компонента принимаем как среднеарифметическую:  $x'_{cp} = (x_{N+1} + x_f)/2 = 0.754$ ;

- в нижней части аппарата. Отношение  $x_f/x_0 \gg 2$  и распределение концентрации имеет нелинейный характер [7], среднее значение концентраций принимаем как среденелогарифмическое:

$$x''_{cp} = \frac{x_f - x_0}{\ln(x_f/x_0)} = 0.164.$$

Средние значения концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий: в верхней части  $y'_{cp} = 0.829$ ; в нижней части  $y''_{cp} = 0.206$ . Отношение  $V/L$  в верхней части колонны  $V/L = 1.562$ ; в нижней части  $V/L = 0.744$ . Здесь  $V$  – расход парового потока по колонне:  $V = (R + 1)D$ ,  $L$  – расход флегмы:  $L = RD$ .

Коэффициент летучести  $\alpha = P_B^*/P_T^*$  в верхней части аппарата при средней температуре  $T = 88^\circ\text{C}$  составляет  $\alpha = 2.52$ , в нижней части аппарата при  $T = 104^\circ\text{C}$  –  $\alpha = 2.39$ .

В работе [7] расчет действительных ступеней разделения проводится по числу теоретических тарелок и эмпирическому значению КПД тарелки. Число теоретических тарелок определяется графически по диаграмме  $x - y$ . Приближенное уравнение для расчета КПД тарелки принимается в виде [1, 7, 10]

$$\eta_{\text{ам}} = 0,492(\mu_{\text{ж}}\alpha)^{-0,245}, \eta_l = \eta_{\text{ам}}(1 + \Delta)$$

где  $\mu_{\text{ж}}$  – вязкость сырья в сПз,  $\alpha$  – коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов,  $\Delta$  – поправка на длину пути жидкости.

Принятое значение КПД для расчета действительных тарелок составляет [7]  $\eta = 0.59$ . Число теоретических ступеней, полученных графическим способом по диаграмме  $x - y$ , равно [7]: в верхней части аппарата  $N_B = 7$ , в нижней части аппарата  $N_H = 8$ . Число действительных ступеней  $N_B = 7/0.59 = 12$ ,  $N_H = 8/0.59 = 14$ . Общее количество реальных тарелок 26, предлагается с запасом установить 30 действительных тарелок.

На основе предложенного метода проведем расчет действительных ступеней разделения. По уравнению (15) концентрация жидкости, покидаю-

щей тарелку при кпд тарелки  $\eta = 0.59$  равна: в верхней части аппарата  $x = 0.719$ .

Средняя степень извлечения НК компонента:  $\phi_x = (x'_{cp} - x)/x'_{cp} = 0.0464$ .

Число действительных ступеней разделения определим по выражению (16):

$$N_B = \frac{\ln(x_N/x_f)}{\ln(1-\phi_x)^{-1}} = \frac{\ln(0.965/0.542)}{\ln(1.048)} = \frac{0.5766}{0.0469} = 12.3 \approx 12$$

В нижней части аппарата при кпд тарелки  $\eta = 0.59$  по уравнению (15)  $x = 0.234$ .

Средняя степень извлечения НК компонента:  $\phi_x = (x''_{cp} - x)/x''_{cp} = 0.183$ .

Число действительных ступеней разделения определим по выражению (15):

$$N_N = \frac{\ln(x_f/x_N)}{\ln(1-\phi_x)^{-1}} = \frac{\ln(0.542/0.023)}{\ln(1.224)} = \frac{3.159}{0.202} = 15.6 \approx 16$$

Общее количество действительных тарелок  $N = N_B + N_N = 12 + 16 = 28$ .

Разница между полученными и приведенными в [7] расчетами составляет две действительные тарелки.

По другой эмпирической зависимости приведенной там же [7], кпд тарелок составляет  $\eta = 0.63$ .

Расчет среднего значения кпд по Мерффи приведен в [7]  $\eta = 0.65$  для данной концентрации и режимных параметров колонны, при этом среднее значение кпд в верхней части аппарата  $\eta = 0.68$ , в нижней  $\eta = 0.6$ . Расчет количества действительных тарелок с данными значениями кпд показал: в верхней части  $N_B = 11.2$ ; в нижней части  $N_N = 15$ .

Общее количество тарелок  $N = 26$ . Номер тарелки питания (отсчет тарелок сверху вниз)  $N_f = 12$ . Расчет колонны с помощью программного пакета HySys по расчетным данным кпд и действительных тарелок дает значение концентрации бензо-

ла в дистилляте 97% масс., в кубовом остатке 2.4% масс.; толуола в кубе – 97.5% масс. Погрешность расчета по верху составляет 1%, в кубе 0.4%.

Предложенный метод определения количества действительных ступеней разделения универсален и применим для определения количества тарелок любой заданной конструкции в условиях полного перемешивания жидкости с минимальным привлечением эмпирических данных.

Определение числа действительных и теоретических ступеней разделения по предложенному методу, сравнение результатов расчета с известными данными и реальными процессами разделения с достаточной точностью подтверждают его достоверность.

*Результаты работы получены в рамках федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009-2013 годы (соглашение №14.В37.21.0591).*

## Литература

1. Е.Н. Судаков, *Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки*. Химия, Москва, 1979. 568 с.
2. В.М. Рамм, *Абсорбция газов*. Химия, Москва 1976. 656 с.
3. В.В. Кафаров, *Основы массопередачи*. 2-е изд., перераб. и доп. Высшая школа. Москва. 1972. 496 с.
4. С.Г. Дьяконов, *Теор. основы хим. технол.*, 27, 1, 4-18 (1993)
5. В.В. Кафаров, В.В. Шестопалов В.В., Ю.А. Комиссаров, В.Г. Ефанкин., *Теор. основы хим. технол.*, 8, 5, 732-738 (1974).
6. С.Г. Дьяконов, С.А. Мерзляков, В.И. Елизаров, *Вестн. Казан. гос. технолог. ун-та.*, 3, 1, 57-64 (2009).
7. К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков, *Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии*. Химия, Ленинград 1987. 576 с.
8. В.А. Лотхов, В.В. Дильман, А.А. Липатова, С.Я. Квашин, Н.Н. Кулов., *Теор. основы хим. технол.*, 39, 1, 3-6 (2005).
9. С.А. Мерзляков, Д.В. Елизаров, В.И. Елизаров., *Вестн. Казан. гос. технолог. ун-та*. 14, 19, 199-206 (2011)
10. С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев., *Теор. основы хим. технол.* 26, 1, 33-42 (1992).

© Д. В. Елизаров – канд. техн. наук, доц. кафедры автоматизации технологических процессов и производств НХТИ КНИТУ, В. В. Елизаров – д-р. техн. наук, проф. каф. автоматизации технологических процессов и производств НХТИ КНИТУ; С. А. Мерзляков – асп. каф. процессов и аппаратов химических технологий КНИТУ, merzlyakovsa@nchti.ru.