

В. Н. Павлечко, доцент; В. Н. Гуляев, доцент;  
Л. В. Новосельская, доцент

### ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ДЕЙСТВИТЕЛЬНЫХ ТАРЕЛОК ПРИ ИСПОЛЬЗОВАНИИ КОМПЛЕКСНОЙ МОДЕЛИ И ПРЯМОТОЧНОМ ДВИЖЕНИИ ФАЗ

A formula similar to Sorel-Kharin's formula but being more general has been proved to be applicable for determination of a number of real plates on concurrent movement of fases within the complex model of mass-exchange. The formula can be used if the equilibrium line or its part is linear/ The formula is recommended for exhaustive parts of beer and main furfural columns of microbiological plants.

Для аналитического определения числа теоретических тарелок может быть использована формула Сореля – Харина [1, 2]

$$n = \frac{\ln \left[ 1 + \frac{x_n}{x_0} \left( \frac{mV}{L} - 1 \right) \right]}{\ln \frac{mV}{L}} - 1, \quad (1)$$

которая пригодна при обогреве колонны острым паром, не содержащим легколетучего компонента ( $y_0 = 0$ ), и при постоянном значении коэффициента фазового равновесия, когда равновесная линия или ее участок прямолинейны.

С использованием модели Хаузена получена зависимость для расчета числа действительных тарелок [3]:

$$n = \frac{\ln \left[ \frac{\left( \frac{x_n}{x_0} - 1 \right) \left( 1 - \frac{L}{mV} \right)}{1 - \frac{y_0}{mx_0}} + 1 \right]}{\ln \frac{\frac{L}{mV} (1 - E) + 1}{\frac{L}{mV} + 1 - E}}, \quad (2)$$

которая учитывает обогрев колонны глухим паром и эффективность массообмена.

Рассмотрим возможность получения формулы, аналогичной (2), при использовании комплексной модели массообмена.

Для прямоточного движения паровой и жидкой фаз разность концентраций легколетучего компонента в жидкости до и после первой снизу по ходу движения пара тарелки, выведенная из результатов работы [4] с учетом [5], имеет вид

$$x_1 - x_0 = \frac{(m+1) \left( x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E_n}{\frac{L}{V} + m + \frac{L}{mV} E_n - mE_n}, \quad (3)$$

Для второй, третьей и последующих тарелок по ходу движения пара, включая питающую, выведены зависимости, аналогичные (3):

$$x_1 - x_0 = \frac{(m+1) \left( x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E_n}{\frac{L}{V} + m + \frac{L}{mV} E_n - mE_n} \cdot \frac{\frac{L}{V} + m - E_n \left( \frac{L}{V} - 1 \right)}{\frac{L}{V} + m - E_n \left( m - \frac{L}{mV} \right)}; \quad (4)$$

$$x_2 - x_1 = \frac{(m+1) \left( x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E_n}{\frac{L}{V} + m + \frac{L}{mV} E_n - mE_n} \left[ \frac{\frac{L}{V} + m - E_n \left( \frac{L}{V} - 1 \right)}{\frac{L}{V} + m - E_n \left( m - \frac{L}{mV} \right)} \right]^2; \quad (5)$$

$$\dots \dots \dots$$

$$x_{n-1} - x_{n-2} = \frac{(m+1) \left( x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E_n}{\frac{L}{V} + m + \frac{L}{mV} E_n - mE_n} \left[ \frac{\frac{L}{V} + m - E_n \left( \frac{L}{V} - 1 \right)}{\frac{L}{V} + m - E_n \left( m - \frac{L}{mV} \right)} \right]^{n-2}; \quad (6)$$

$$x_n - x_{n-1} = \frac{(m+1) \left( x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E_n}{\frac{L}{V} + m + \frac{L}{mV} E_n - mE_n} \left[ \frac{\frac{L}{V} + m - E_n \left( \frac{L}{V} - 1 \right)}{\frac{L}{V} + m - E_n \left( m - \frac{L}{mV} \right)} \right]^{n-1}. \quad (7)$$

Сложением левых и правых частей уравнений (3)–(7) получаем

$$x_n - x_0 = \frac{x_0 - \frac{y_0}{m}}{1 - \frac{L}{mV}} \left[ \frac{\frac{L}{V} + m - E_n \left( \frac{L}{V} - 1 \right)}{\frac{L}{V} + m - E_n \left( m - \frac{L}{mV} \right)} \right]^n - 1. \quad (8)$$

Из (8) находим степень истощения колонны

$$\frac{x_n}{x_0} = \frac{1 - \frac{y_0}{mx_0}}{1 - \frac{L}{mV}} \left[ \frac{\frac{L}{V} + m - E_n \left( \frac{L}{V} - 1 \right)}{\frac{L}{V} + m - E_n \left( m - \frac{L}{mV} \right)} \right]^n - 1 + 1. \quad (9)$$

и действительное число тарелок

$$n = \frac{\ln \left[ \frac{\left( \frac{x_n}{x_0} - 1 \right) \left( 1 - \frac{L}{mV} \right) + 1}{1 - \frac{y_0}{mx_0}} \right]}{\ln \frac{\frac{L}{V} + m - E_n \left( \frac{L}{V} - 1 \right)}{\frac{L}{V} + m - E_n \left( m - \frac{L}{mV} \right)}} \quad (10)$$

В частном случае при обогреве колонны острым паром содержание легколетучего компонента в паровой фазе равно нулю, и формула (10) упрощается:

$$n = \frac{\ln \left[ \left( \frac{x_n}{x_0} - 1 \right) \left( 1 - \frac{L}{mV} \right) + 1 \right]}{\ln \frac{\frac{L}{V} + m - E_n \left( \frac{L}{V} - 1 \right)}{\frac{L}{V} + m - E_n \left( m - \frac{L}{mV} \right)}} \quad (11)$$

Определим степень приближения выражения (10) и формулы Сореля – Харина. Из (1) получаем

$$\frac{x_n}{x_0} = \frac{\left( \frac{mV}{L} \right)^{n+1} - 1}{\frac{mV}{L} - 1} \quad (12)$$

Допустим в зависимости (9) нулевое содержание легколетучего компонента  $y_0 = 0$  и эффективность теоретической тарелки  $E_n = 1$ , тогда

$$\frac{x_n}{x_0} = \frac{\left( \frac{mV}{L} \right)^n - 1}{1 - \frac{mV}{L}} + 1.$$

Умножим числитель и знаменатель правой части последнего уравнения на  $mV/L$  и после преобразования получим

$$\frac{x_n}{x_0} = \frac{\left( \frac{mV}{L} \right)^{n+1} - 1}{\frac{mV}{L} - 1} \quad (13)$$

Таким образом, из выражения (9) выведено уравнение (13), идентичное зависимости (12), полученной из формулы Сореля – Харина. Следовательно, формулу Сореля – Харина (1) можно считать частным случаем выражения (10), в котором эффективность равна единице.

Полученные выражения (10) и (11), как и формула Сореля – Харина, могут быть использованы при постоянстве всех входящих в нее величин по высоте колонны. Расходы пара и жидкости могут быть приняты постоянными, если они выражены в молях или при низком содержании в них легколетучего компонента. Эффективность массообмена неизменна, так как в колонне обычно используются тарелки одинакового конструктивного исполнения и режим их работы практически устойчив при небольших концентрациях взаимодействующих потоков. Коэффициент фазового равновесия можно допустить стабильным при ректификации разбавленных растворов. В частности, в микробиологической промышленности при выделении фурфурола из паров самоиспарения гидролизата и этанола мольная доля легколетучего компонента в питании колонн составляет соответственно 0,0564 и 0,314 мол. %. При таких невысоких концентрациях  $m$  меняется незначительно в исчерпывающей части основной фурфурольной и бражной колонн и ее величину можно принять постоянной.

В расчетах принималось  $L/V = 5$ , которое обычно наблюдается в промышленных аппаратах, количество тарелок в исчерпывающей части  $n = 21$ , что также соответствует промышленным данным. Содержание легколетучего компонента в кубе колонны принималось равным нулю из-за обогрева промышленных ректификационных колонн острым паром. Коэффициент фазового равновесия определялся по зависимостям:

- для смеси этанол – вода [6]

$$m = 0,277 \cdot \frac{250 - x}{5,3 + x} + 0,006x; \quad (14)$$

- для смеси фурфурол – вода [7]

$$m = 2 \cdot \frac{12 - x}{3 + x}, \quad (15)$$

в которых содержание легколетучего компонента в жидкости, стекающей с тарелки, представлено в мольных процентах.

Первоначально методом «от тарелки к тарелке», начиная снизу, с использованием формулы (3) определялась концентрация легколетучего компонента в жидкости, поступающей на все тарелки, включая питающую, и паровой фазе после каждой тарелки. Эффективность массообмена находилась методом постепенного приближения, исходя из условия равенства расчетного и заданного состава жидкости, поступающего на питающую тарелку.

При определении числа тарелок по формуле (11) состав жидкости в кубе колонны принимался постоянным, а состав жидкости на питающей тарелке принимался таким, каким он был определен методом «от тарелки к тарелке».

Зависимость погрешности определения количества тарелок обоими методами приведена на рисунке.

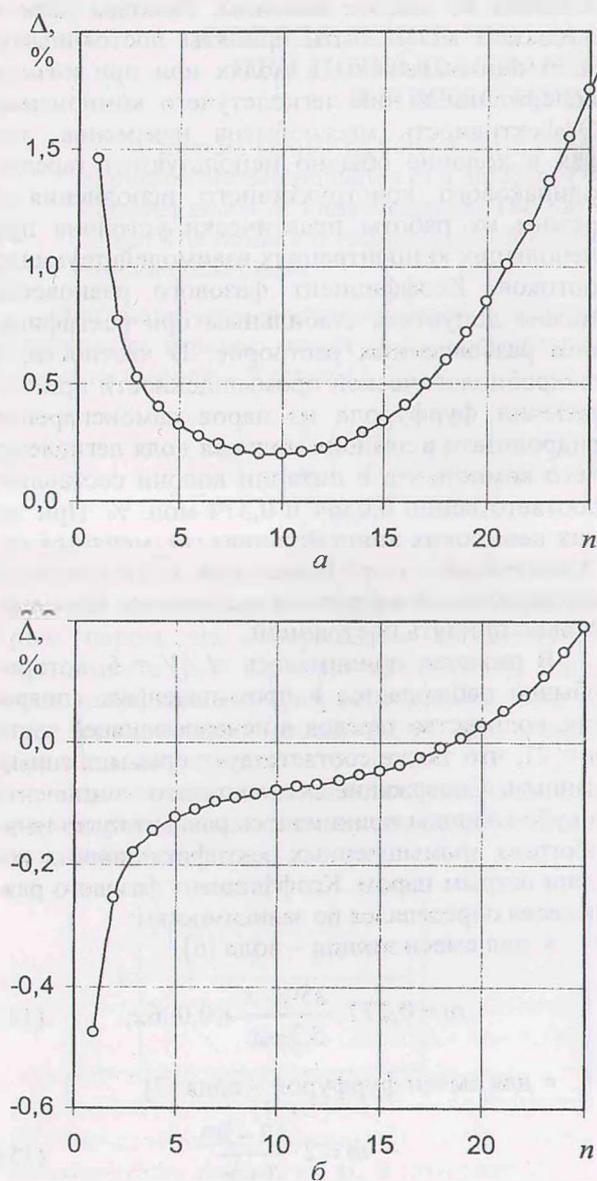


Рисунок. Погрешность определения числа тарелок различными методами для смесей этанол – вода (а) и фурфурол – вода (б)

Для смеси этанол – вода с увеличением количества тарелок погрешность первоначально снижается, а затем увеличивается, что обусловлено, вероятно, отклонением  $m$  от среднего значения. Причем число тарелок, определенное по (11), больше соответствует величине, найденной методом «от тарелки к тарелке». Для смеси фурфурол – вода наблюдается такая же зависимость погрешности от числа тарелок, только первоначально она имеет отрицательное значение.

Относительная погрешность определения числа тарелок обоими методами не превышает 1,5 % для смеси этанол – вода и 0,5 % для смеси фурфурол – вода, что подтверждает высокую точность выполненных вычислений.

Результаты проведенных исследований показывают возможность использования формул (10) и (11) для практических целей при расчете исчерпывающих частей бражной и основной фурфурольной колонн микробиологических и других производств, при небольших отклонениях равновесной линии или ее участка в рассматриваемом диапазоне от прямолинейности.

#### Обозначения.

$E$  – эффективность массообмена;  $L$ ,  $V$  – мольные расходы соответственно жидкости и пара;  $m$  – коэффициент фазового равновесия;  $n$  – номер питающей тарелки;  $x$ ,  $y$  – содержание легколетучего компонента в паровой фазе и жидкости.

Индексы:  $p$  – прямоток;  $0$  – куб колонны; 1, 2, 3, ...,  $n$  – номера тарелок, включая питающую; «\*» – равновесные условия.

#### Литература

1. Стабников, В. Н. Теоретические основы перегонки и ректификации спирта / В. Н. Стабников, С. Е. Харин. – М.: Пищевая пром-сть, 1951. – 217 с.
2. Стабников, В. Н. Перегонка и ректификация этилового спирта / В. Н. Стабников. – М.: Пищевая пром-сть, 1965. – 456 с.
3. Павлечко, В. Н. О расчете числа действительных тарелок ректификационной колонны / В. Н. Павлечко // Химия и хим. технология. 1989. – Вып. 9. – С. 59–64.
4. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 1. Прямоточное движение фаз / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2001. – Т. 74, № 1. – С. 50–56.
5. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 7. Взаимосвязь отдельных параметров / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2002. – Т. 75, № 1. – С. 112–118.
6. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 8. Сравнение с другими моделями по экспериментальным данным / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2002. – Т. 75, № 3. – С. 17–21.
7. Павлечко, В. Н. Зависимость коэффициента испарения фурфурола от его содержания в жидкой фазе / В. Н. Павлечко // Гидролизная и лесохимическая промышленность. – 1987. – № 8. – С. 2–3.