

ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНИКА, ТЕПЛОТЕХНИКА И ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ

УДК 66.048.375

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

СРАВНЕНИЕ ИНТЕНСИВНОСТИ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ЖИДКОСТИ В НЕКОТОРЫХ МОДЕЛЯХ

Some ways for expression of efficiency of liquid mixing on a stage of contact of vapor and liquid phases using the sectional, diffusion, and complex models as well as the mass-exchange mode corresponding to the Murphree model at the analysis of liquid phase efficiencies have been considered. The dependences of the intensity of liquid mixing on a number of sections of ideal liquid mixing in the sectional model and on a Peclet number in the diffusion model have been derived for the countercurrent and cross-current movement of vapor and liquid phases. In order to simplify the analytical expressions, it has been proposed to evaluate the intensity of liquid mixing by a reciprocal of the number of sections of ideal mixing for the crosscurrent movement of phases. The satisfactory description provided by the obtained formulas has been graphically confirmed for the dependences on the efficiency, the number of sections of ideal mixing, the phase equilibrium coefficient, and the ratio of molar flows of liquid and vapor phases.

Введение. Работа массообменных ступеней контакта характеризуется эффективностью по Мерфри [1], которая по паровой и жидкой фазам в общем случае различается. Определение эффективности по Мерфри универсально, т. к. может быть использовано при анализе работы отдельных ступеней и массообменных колонн в целом, независимо от конструктивных, режимных параметров и свойств взаимодействующих веществ или их смесей. Однако указанные параметры и свойства существенно влияют на процесс массопередачи и для их учета при расчете массообменной колонны необходимо вводить дополнительные допущения и соответствующие зависимости.

В определении эффективности по Мерфри предполагается полное перемешивание жидкости на тарелке, которое является предельным случаем. В реальных условиях имеет место большее или меньшее приближение к этому режиму. Перемешивание жидкости на ступени контакта оказывает заметное влияние на процесс массообмена, поскольку снижает движущую силу. При полном перемешивании жидкости наблюдается минимальное значение движущей силы массообмена, а максимальное – при идеальном ее вытеснении. В случае частичного перемешивания жидкости имеет место некоторая промежуточная величина движущей силы. От перемешивания жидкости зависит также эффективность массообмена. В связи с этим учет полного перемешивания жидкости на ступени контакта приводит к некоторому искажению представления о процессе массопередачи.

Взаимодействующие паровая и жидкая фазы могут двигаться прямотоком, противотоком или перекрестным током, что заметно влияет на эффективность массообмена между ними. Однако

при полном перемешивании жидкости направление движения потоков не учитывается и не влияет на расчетные зависимости, описывающие массопередачу.

Основная часть. Оценка массообмена при некотором промежуточном состоянии жидкости между полным перемешиванием и идеальным ее вытеснением осуществляется с использованием различных моделей [2]. В ячеекой (секционной) модели перемешивание жидкости оценивается числом ячеек (секций) полного смешения, между которыми жидкость движется в режиме идеального вытеснения. В каждой из ячеек предполагается идеальное перемешивание жидкости. В циркуляционной модели часть жидкости с выхода тарелки возвращается на ее вход. В диффузионной модели перемешивание жидкости характеризуется критерием Пекле. Разработаны также другие модели для оценки степени перемешивания жидкости на массообменной ступени.

Секционная и диффузионная модели связаны выражением, включающим количество секций полного перемешивания s и число Пекле Pe [3],

$$s = 0,5Pe + 1. \quad (1)$$

Число секций s идеального перемешивания рекомендуется [4] принимать для колпачковых и клапанных тарелок на единицу больше числа рядов колпачков или клапанов, для ситчатых тарелок – из расчета ширины секции, равной двум–трем высотам жидкости на тарелке или 200–300 мм.

В работах [5–7] перемешивание жидкости характеризуется количеством φ идеально перемешанной жидкости. Остальное количество жидкости $(1 - \varphi)$ движется по тарелке в режиме идеального вытеснения. Причем обе части жидкости не разделены областями, как это

предполагается в секционной модели, а равномерно распределены одна в другой. Величина φ характеризует интенсивность перемешивания жидкости на ступени контакта. При $\varphi = 1$ наблюдается полное перемешивание жидкости, а при $\varphi = 0$ – идеальное ее вытеснение. Такой подход больше соответствует действительности и позволяет упростить расчетные зависимости.

По результатам ранее проведенных исследований была предложена и подтверждена графически обратно пропорциональная зависимость интенсивности перемешивания жидкости в комплексной модели [8] и концепции Хаузена [9] с числом секций идеального перемешивания в секционной модели. Выведены также соответствующие выражения φ через числа Пекле.

В настоящей работе рассматривается возможность нахождения связи между числом s ячеек идеального перемешивания в секционной модели, числом Пекле – в диффузионной и интенсивностью φ перемешивания жидкости в случае выбора варианта массообмена, в котором использованы условия связи идеальной и реальной тарелок, характерные для определения эффективности по Мерфри [1] в жидкости. На указанных тарелках равны по составу и количеству потоки выходящего пара и поступающей жидкости. Эти допущения идеализируют реальную тарелку и занижают показатели идеальной тарелки, искажая в целом представление о массообмене на них. Вместе с тем определение эффективности по Мерфри получило наибольшее распространение.

Для рассматриваемого варианта массообмена разность концентраций жидкости на входе и выходе тарелки для противоточного и перекрестного движения фаз при интенсивности перемешивания φ и с учетом обозначений, приведенных на рис. 1, соответственно равна [5, 7]:

$$x_s - x_0 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E}{\frac{L}{mV} E - E + \varphi_g}; \quad (2)$$

$$x_s - x_0 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E}{\frac{L}{mV} E - E + \frac{1 + \varphi_k}{2}}. \quad (3)$$

Из данных уравнений выведены отношения разностей концентраций:

$$z_g = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} E - E + \varphi_g}; \quad (4)$$

$$z_k = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} E - E + \frac{1 + \varphi_k}{2}}. \quad (5)$$

В секционной модели тарелка состоит из s секций (ячеек) полного перемешивания [10, 11] (рис. 1). В данной модели предполагается постоянство расходов жидкости и пара для каждой ячейки, одинаковый состав пара на входе в каждую ячейку, линейный характер равновесной линии, постоянство эффективности во всей ячейках, течение жидкости по тарелке между секциями без смешения и полное перемешивание пара между тарелками.

Рассмотрим массообмен в первой против хода движения жидкости ячейке тарелки (рис. 1).

При использовании эффективности массообмена по Мерфри в жидкости разность концентраций компонента в жидкой фазе на входе и выходе из ячейки составляет:

$$x_1 - x_0 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E}{\frac{sL}{mV} E - E + 1}. \quad (6)$$

Для второй против хода жидкости, третьей и следующих ячеек, включая последнюю, разность концентраций компонента в жидкости на входе и выходе каждой из них равна:

$$x_2 - x_1 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E}{\frac{sL}{mV} E - E + 1} \frac{\frac{sL}{mV} E + 1}{\frac{sL}{mV} E - E + 1}; \quad (7)$$

$$x_3 - x_2 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E}{\frac{sL}{mV} E - E + 1} \left(\frac{\frac{sL}{mV} E + 1}{\frac{sL}{mV} E - E + 1} \right)^2; \quad (8)$$

$$x_{s-1} - x_{s-2} = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E}{\frac{sL}{mV} E - E + 1} \left(\frac{\frac{sL}{mV} E + 1}{\frac{sL}{mV} E - E + 1} \right)^{s-2}; \quad (9)$$

$$x_s - x_{s-1} = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right) E}{\frac{sL}{mV} E - E + 1} \left(\frac{\frac{sL}{mV} E + 1}{\frac{sL}{mV} E - E + 1} \right)^{s-1}. \quad (10)$$

Сложим левые и правые части уравнений (6)–(10):

$$x_s - x_0 = \left[\left(\frac{\frac{sL}{mV} E + 1}{\frac{sL}{mV} E - E + 1} \right)^s - 1 \right] \left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right). \quad (11)$$

Из формулы (11) выводится отношение разностей концентраций, аналогичное отношениям (4) и (5) и принадлежащее секционной модели:

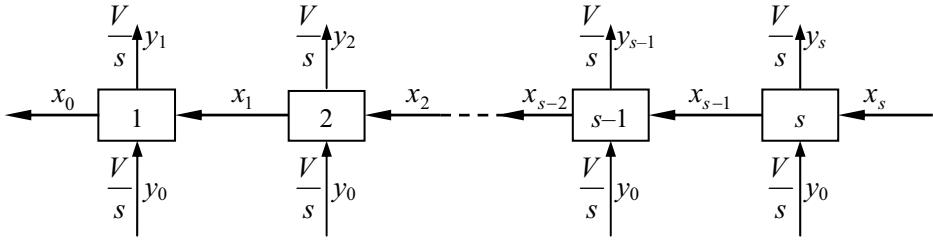


Рис. 1. Распределение потоков в секционной модели

$$z_s = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \left(\frac{\frac{sL}{mV}E + 1}{\frac{sL}{mV}E - E + 1} \right)^s - 1. \quad (12)$$

Приравняем поочередно правые и левые части формул (4), (5) и (12) и после преобразования получим

$$\varphi_k = 2\varphi_g - 1; \quad (13)$$

$$\varphi_g = \frac{E}{\left(\frac{\frac{sL}{mV}E + 1}{\frac{sL}{mV}E - E + 1} \right)^s - 1} + E - \frac{L}{mV}E; \quad (14)$$

$$\varphi_k = \frac{2E}{\left(\frac{\frac{sL}{mV}E + 1}{\frac{sL}{mV}E - E + 1} \right)^s - 1} + 2E - \frac{2L}{mV}E - 1. \quad (15)$$

Из формулы (13) следует неравенство степеней перемешивания жидкости при противотоке и перекрестном токе. Это обусловлено тем, что при перекрестном токе предполагается некоторое усреднение состава жидкости в отсутствие ее перемешивания [7]. Например, при $\varphi_g = 0,5$ $\varphi_k = 0$. В связи с этим при прочих равных условиях φ_g должно быть больше φ_k .

Выражениями (14) и (15) установлены искомые соотношения между степенью перемешивания жидкости и числом секций полного перемешивания. В частности, при наличии одной секции идеального перемешивания ($s = 1$) на тарелке имеет место полное перемешивание жидкости ($\varphi = 1$) и наблюдаются соотношения, характерные для прямоточного движения фаз, для которого отношение разности концентраций, аналогичное (4) и (5), имеет вид

$$z_n = \frac{x_1 - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV}E - E + 1}. \quad (16)$$

При известных значениях φ число секций s может быть найдено численными методами. Однако при известной величине s нахождение степени перемешивания φ жидкости затруднено,

т. к. зависимости (14) и (15) неоднозначны, например они включают коэффициент фазового равновесия m , который непосредственно на степень перемешивания жидкости не влияет. Вместе с тем в указанных уравнениях предусматривается увеличение интенсивности перемешивания при возрастании коэффициента фазового равновесия. Необходимо отметить также некоторую сложность выведенных зависимостей (14) и (15).

Более простая зависимость φ и s может быть определена, исходя из следующих соображений.

На тарелке, включающей две, три или большее число секций, в состоянии идеального перемешивания находится все количество жидкости с различными концентрациями в отдельных секциях. Причем с увеличением числа секций ячеинная модель приближается к модели идеального вытеснения. Поэтому количество жидкости, определяющее степень перемешивания φ , должно отражать не только состояние перемешивания, но и учитывать количество секций. Кроме того, состав жидкости, влияющей на величину φ , должен соответствовать следующему условию – пар и полностью перемешанная часть жидкости, покидающие идеальную тарелку, находятся в равновесии. Этому условию для тарелки из двух секций отвечает половина жидкости, из трех секций – треть, из четырех – четверть и т. д. Таким образом, при условии одинакового объема секций на тарелке степенью или интенсивностью φ перемешивания может служить величина, обратная числу секций идеального перемешивания:

$$\varphi = \frac{1}{s}. \quad (17)$$

Непосредственное использование зависимости (17) в формуле (4) приводит к существенным погрешностям. Однако при некоторой корректировке (17) для противотока

$$\varphi_g = \frac{1}{s} + 0,25 \quad (18)$$

уравнение (4) принимает вид

$$z'_g = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV}E - E + \frac{1}{s} + 0,25}. \quad (19)$$

Зависимости между интенсивностью перемешивания жидкости φ в вариантах массообме-

на и числом секций полного перемешивания определены формулами (17) и (18).

Для перекрестного тока совместное решение (5) и (17) позволяет найти выражение

$$z'_k = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} E - E + \frac{s+1}{2s}}, \quad (20)$$

посредством которого получены результаты, приближающиеся к соответствующим величинам, определенным для секционной модели по выражению (12).

Сравнение параметров z приведено на рис. 2, на котором показано приемлемое схождение величин z , определенных по формулам (12), (19) и (20). Близость кривых наблюдается во всем диапазоне эффективностей, чисел секций и отношений L / V . Причем при $s = 1$ наблюда

ется полное совпадение z_s , z_g и z_k , что также следует из сравнения формулы (12) с зависимостями (4) и (5) при $\varphi_g = \varphi_k = 1$ (рис. 2, б).

Схождение выражений (12), (19) и (20) возрастает при увеличении E , L / V и снижении m .

Соответствующие зависимости при прямотоке (16) указывают нижний предел, а при противотоке с идеальным вытеснением жидкости –

$$z''_g = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{1}{\frac{L}{mV} - 1} \quad (21)$$

верхний предел изменения параметра z .

Величина z , определенная по формуле (4) с учетом выражения (17) (кривая 3 на рис. 2), приближается к соответствующему параметру при идеальном вытеснении жидкости на ступени контакта, определенному по формуле (21) (кривая 6).

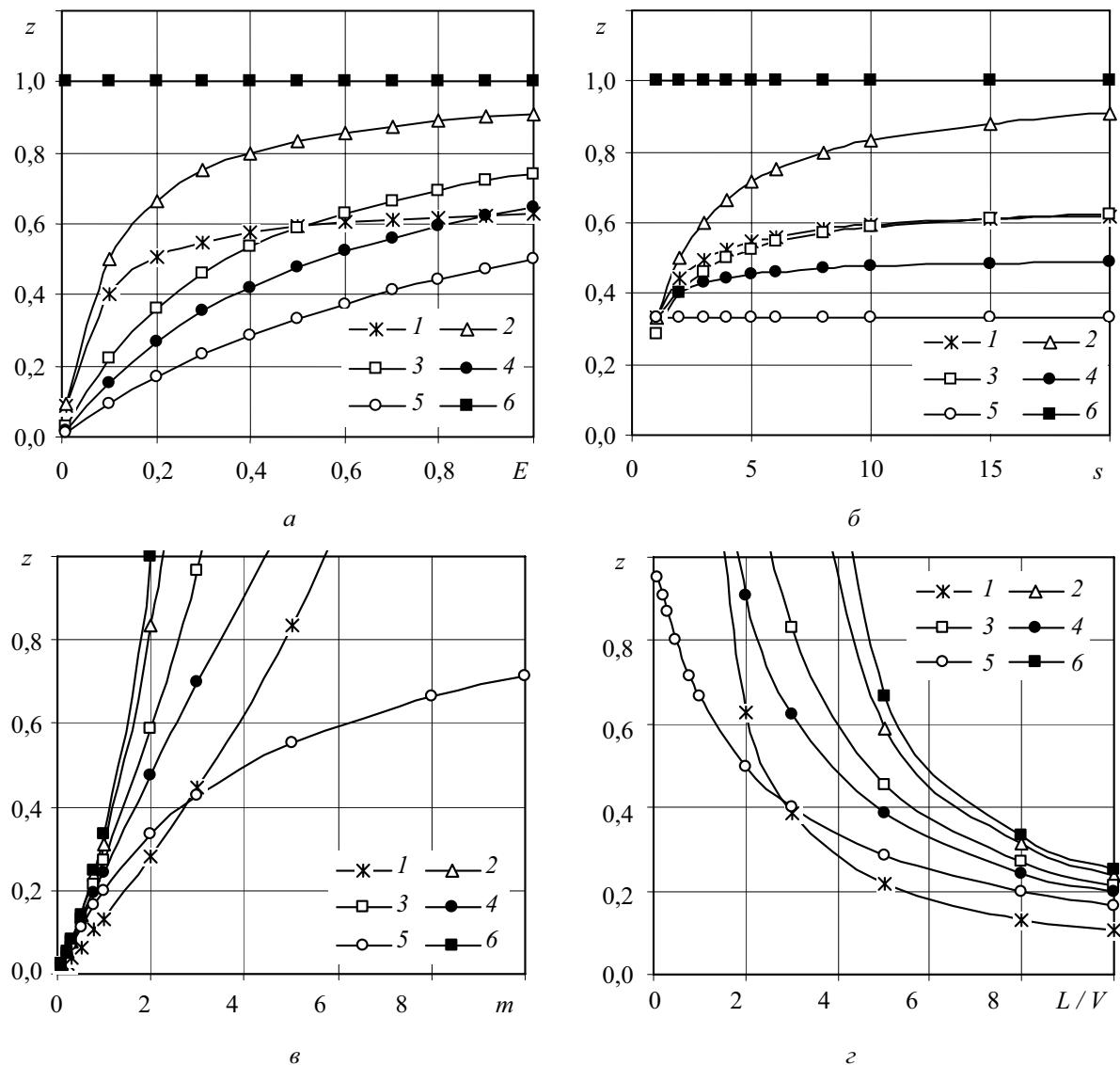


Рис. 2. Зависимость отношения z от эффективности (a), числа секций (b), коэффициента фазового равновесия (c) и отношения L / V (d) при $s = 10$, $m = 2$, $L / V = 4$, $E = 0,5$:
1 – секционная модель z_s , 2 и 3 – противоток с перемешиванием z'_g и z_g соответственно;
4 – перекрестный ток z'_k ; 5 – прямоток z_π ; 6 – противоток без перемешивания z''_g

Совместное решение (1) и (18) позволяет получить связь между параметрами, характеризующими интенсивность перемешивания жидкости на тарелке в вариантах массообмена с числом Пекле в диффузационной модели для противотока и перекрестного тока:

$$\varphi_g = \frac{0,5Pe + 3}{Pe + 2}; \quad (22)$$

$$\varphi_k = \frac{1}{0,5Pe + 1}. \quad (23)$$

Однако для малых значений эффективности, количества секций идеального перемешивания жидкости, коэффициента фазового равновесия и больших отношений мольных расходов жидкости и пара можно допустить справедливость формулы (17) и для противотока. В этих условиях из (1) и (17) выводится зависимость для противотока, аналогичная в выражении (23) для перекрестного тока.

Таким образом, формулами (17) и (18), (22) и (23) определены зависимости, устанавливающие взаимосвязь интенсивности перемешивания в секционной, диффузационной моделях и варианте массообмена, использующем условия связи идеальной и реальной тарелок,ственные модели Мерфри при анализе эффективности в жидкости.

Заключение. В результате проведенного анализа получены соотношения, связывающие интенсивность перемешивания жидкости на тарелке с количеством секций идеального перемешивания жидкости на тарелке и числом Пекле. Удовлетворительная сходимость сравниваемых величин иллюстрирована графически в зависимости от всех четырех переменных, входящих в рассматриваемые зависимости.

Обозначения. E – эффективность массообмена; φ – количество полностью перемешанной жидкости (степень перемешивания жидкости); L – молярный поток жидкости; V – молярный поток пара; m – коэффициент фазового равновесия; s – число секций идеального перемешивания; x и y – соответственно концентрация легколетучего компонента в жидкости и паровой фазе; z – отношение концентраций. Индексы: φ – учет перемешивания жидкости; g – противоток; k – перекрестный ток; p – прямоток; $1, 2, 3, \dots, s-1, s$ – номера секций.

Литература

1. Murphree, E. V. Rectifying column calculation with particular reference to n -component mixtures / E. V. Murphree // Ind. Eng. Chem. – 1925. – Vol. 17, № 7. – P. 747–750.
2. Кафаров, В. В. Основы массопередачи / В. В. Кафаров. – М.: Высш. шк., 1972. – С. 273–289.
3. Kramers, H. Frequency response analysis continuous flow system / H. Kramers, G. Alberda // Chem. Eng. Sci. – 1959. – Vol. 2, № 4. – P. 173–181.
4. Молоканов, Ю. К. О сопоставлении диффузационной и секционной моделей барботажной тарелки по статистическим характеристикам / Ю. К. Молоканов // Химия и технология топлив и масел. – 1967. – № 4. – С. 33–37.
5. Павлечко, В. Н. Сравнение эффективности ректификационных тарелок при противоточном движении фаз с учетом перемешивания жидкости / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2000. – Т. 73, № 3. – С. 514–519.
6. Павлечко, В. Н. Способ учета влияния перемешивания жидкости в процессах ректификации / В. Н. Павлечко, И. М. Плехов // Ресурсо- и энергосберегающие технологии в химической промышленности и производстве строительных материалов: материалы Междунар. науч.-техн. конф., Минск, 9–10 нояб. 2000 г. – Минск, 2000. – С. 70–71.
7. Павлечко, В. Н. Исследование эффективности ректификационных тарелок при перекрестном движении фаз с учетом перемешивания жидкости / В. Н. Павлечко, В. Н. Гуляев // Труды БГТУ. Сер. III, Химия и технология неорганических веществ. – 2001. – Вып. IX. – С. 74–80.
8. Влияние перемешивания жидкости на эффективность массопереноса на контактных ступенях ректификационных колонн / В. Н. Павлечко [и др.] // Химическая промышленность сегодня. – 2008. – № 11. – С. 51–56.
9. Павлечко, В. Н. О связи интенсивности перемешивания жидкости в секционной и других моделях / В. Н. Павлечко, И. М. Плехов, В. Н. Гуляев // Труды БГТУ. Сер. III, Химия и технология неорганических веществ. – 2008. – Вып. XVI. – С. 90–94.
10. Sherwood, T. K. Absorption and Extraction / T. K. Sherwood, R. I. Pigford. – New York, 1952. – 286 p.
11. Goutreaux, M. F. Effect of length of liquid path on plate efficiency / M. F. Goutreaux, H. E. O'Connell // Chem. Eng. Progr. – 1955. – Vol. 51, № 5. – P. 232–237.