

В. Н. Павлечко, доцент; И. М. Плехов, профессор; В. Н. Гуляев, доцент

О СВЯЗИ ИНТЕНСИВНОСТИ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ЖИДКОСТИ В СЕКЦИОННОЙ И ДРУГИХ 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 have been considered. The dependences of the intensity of liquid mixing on a number of sections of ideal liquid mixing in the sectional model have been derived for the countercurrent and crosscurrent 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. For the countercurrent movement of phases, it has been proposed to add 0,25 to that quantity. The satisfactory description provided by the obtained formulas has been graphically confirmed for the dependence 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. The expressions relating the intensity of liquid mixing with a Peclet number have also been derived for both the considered forms of flow movement.

Введение. При анализе работы массообменных процессов широко используется модель Мерффри [1]. В последнее время внимание исследователей привлекает модель Хаузена [2], в которой, в отличие от модели Мерффри, эффективности по паровой фазе и жидкости равны. Модель Хаузена характеризуется одинаковыми составами пара и жидкости, поступающих на идеальную и реальную тарелки, и полным перемешиванием жидкости.

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. Интенсивность перемешивания жидкости зависит от режимных и конструктивных параметров ректификационной тарелки.

Полное перемешивание жидкости на ступени контакта является предельным случаем и в реальных условиях имеет место большее или меньшее приближение к этому режиму.

Основная часть. Для оценки массообмена при некотором промежуточном состоянии жидкости между полным перемешиванием и идеальным ее вытеснением предложены различные модели [3]. В ячейной (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 [4]:

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

Для интервала значений $Pe = 0,2-20$ найдено соотношение [5]:

$$s = 1 + 33 \left(\frac{Pe}{63} \right)^\alpha, \quad (2)$$

где $\alpha = 10^{0,045 \left(1 - \sqrt{\frac{mV}{2L} E_0} \right)}$; E_0 – локальная эффективность массообмена.

Число секций s идеального перемешивания рекомендуется [6] 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 [7, 8] 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.

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 при

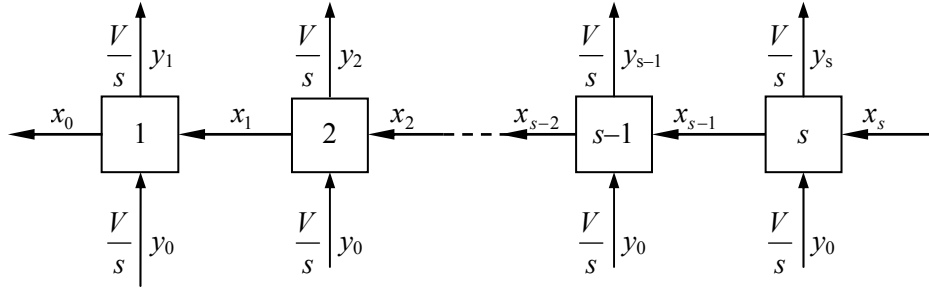


Рис. 1. Распределение потоков в секционной модели

использовании вариантов массообмена, в которых применяются условия связи идеальной и реальной тарелок, характерные для модели Хаузена [2].

При использовании условий взаимосвязи идеальной и реальной тарелок с эффективностью модели Хаузена разность концентраций жидкости на входе и выходе тарелки для противоточного и перекрестного движения фаз при интенсивности перемешивания ϕ и с учетом обозначений на рис. 1 соответственно равны [7, 9]:

$$x_s - x_0 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m}\right) E}{\frac{L}{mV} - E + \phi_g}; \quad (3)$$

$$x_s - x_0 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m}\right) E}{\frac{L}{mV} - E + \frac{1 + \phi_k}{2}}, \quad (4)$$

из которых выведены соответствующие отношения разностей концентраций:

$$z_g = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} - E + \phi_g}; \quad (5)$$

$$z_k = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} - E + \frac{1 + \phi_k}{2}}. \quad (6)$$

В секционной модели тарелка представлена состоящей 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 всех ячейках, течение жидкости по тарелке между секциями без смещения и полное перемешивание пара между тарелками.

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

При использовании эффективности массообмена модели Хаузена разность концентраций компонента в жидкой и паровой фазах на входе и выходе из ячейки составляет соответственно

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

$$y_1 - y_0 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m}\right) \frac{L}{V} E}{\frac{sL}{mV} - E + 1}. \quad (8)$$

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

$$x_2 - x_1 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m}\right) E}{\frac{sL}{mV} - E + 1} \cdot \frac{\frac{sL}{V} + 1}{\frac{sL}{mV} - E + 1}; \quad (9)$$

$$x_3 - x_2 = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m}\right) E}{\frac{sL}{mV} - E + 1} \cdot \left(\frac{\frac{sL}{mV} + 1}{\frac{sL}{mV} - E + 1}\right)^2; \quad (10)$$

$$\dots \dots \dots x_{s-1} - x_{s-2} = \frac{\left(x_0 - \frac{y_0}{m}\right) E}{\frac{sL}{mV} - E + 1} \cdot \left(\frac{\frac{sL}{mV} + 1}{\frac{sL}{mV} - E + 1}\right)^{s-2}; \quad (11)$$

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

Сложим левые и правые части уравнений (7), (9)–(12):

$$x_s - x_0 = \left[\left(\frac{\frac{sL}{mV} + 1}{\frac{sL}{mV} - E + 1} \right)^s - 1 \right] \left(x_0 - \frac{y_0}{m} \right). \quad (13)$$

Из формулы (13) выводится отношение разностей концентраций, аналогичное (5) и (6):

$$z_s = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \left(\frac{\frac{sL}{mV} + 1}{\frac{sL}{mV} - E + 1} \right)^s - 1. \quad (14)$$

Приравняем поочередно правые и левые части формул (5), (6) и (14) и после преобразования получим

$$\varphi_k = 2\varphi_g - 1; \quad (15)$$

$$\varphi_g = \frac{E}{\left(\frac{\frac{sL}{mV} + 1}{\frac{sL}{mV} - E + 1} \right)^s - 1} + E - \frac{L}{mV}; \quad (16)$$

$$\varphi_k = \frac{2E}{\left(\frac{\frac{sL}{mV} + 1}{\frac{sL}{mV} - E + 1} \right)^s - 1} + 2E - \frac{2L}{mV} - 1. \quad (17)$$

Из формулы (15) следует неравенство степеней перемешивания жидкости при противотоке и перекрестном токе. Это обусловлено тем, что при перекрестном токе предполагается некоторое усреднение состава жидкости при отсутствии ее перемешивания [9]. 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 (16) и (17) 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 прамоточного движения фаз, для которого отношение разности концентраций, аналогичное (5) и (6), имеет вид

$$z_n = \frac{x_1 - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} - E + 1}. \quad (18)$$

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 (16) и (17) 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 зависимостей (16) и (17).

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 ячеечная 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:

$$\varphi = \frac{1}{s}. \quad (19)$$

Непосредственное использование зависимости (19) в формуле (5) приводит к существенным погрешностям. Однако при некоторой корректировке (19) для противотока

$$\varphi_g = \frac{1}{s} + 0,25 \quad (20)$$

уравнение (5) принимает вид

$$z'_g = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} - E + \frac{1}{s} + 0,25}. \quad (21)$$

Зависимости между интенсивностью перемешивания жидкости φ в вариантах массообмена и числом секций полного перемешивания определены формулами (19) и (20).

Для перекрестного тока совместное решение (6) и (19) позволяет получить выражение

$$z'_k = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} - E + \frac{s+1}{2s}}, \quad (22)$$

рассчитанные по которому результаты приближаются к соответствующим величинам, определенным для секционной модели по выражению (14).

Сравнение параметров z приведено на рис. 2, на котором показано приемлемое схождение величин z , определенных по формулам (14), (21) и (22). Близость кривых наблюдается во всем диапазоне эффективностей, чисел секций и отношений L/V . Причем при $s = 1$ наблюдается полное совпадение z_s , z'_g и z'_k , что также следует из сравнения формулы (14) с зависимостями (5) и (6) при $\varphi_g = \varphi_k = 1$. Схождение выражений (14), (21) и (22) возрастает при увеличении E , L/V и снижении m .

Соответствующие зависимости при прямотоке (18) указывают нижний предел, а при противотоке с идеальным вытеснением жидкости

$$z''_g = \frac{x_s - x_0}{x_0 - \frac{y_0}{m}} = \frac{E}{\frac{L}{mV} - E} \quad (23)$$

верхний предел изменения параметра z .

Величина z , определенная по формуле (5) с учетом выражения (19) (кривая 3 на рис. 2), приближается к соответствующему параметру при идеальном вытеснении жидкости на ступени контакта, определенному по (23) (кривая 6).

Совместное решение (1) и (20) позволяет получить связь между параметрами, характеризующими интенсивность перемешивания жидкости на тарелке в вариантах массообмена с числом Пекле в диффузионной модели

$$\varphi_g = \frac{0,25Pe + 2,5}{Pe + 2}. \quad (24)$$

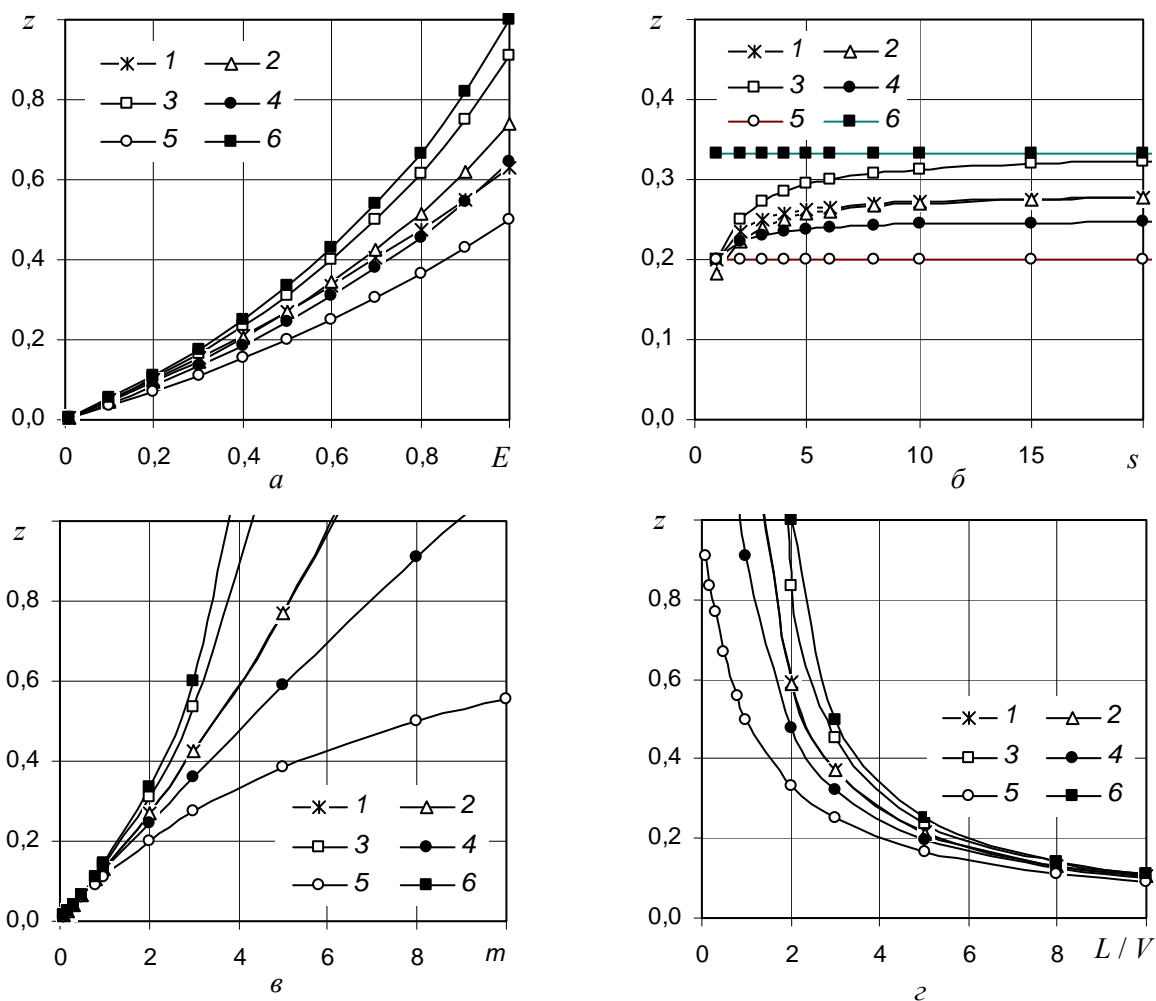


Рис. 2. Зависимость отношения z от эффективности (a), числа секций (b), коэффициента фазового равновесия (v) и отношения L/V (z) при $s = 10$; $m = 2$; $L/V = 4$; $E = 0,5$:

1 – ячеечная модель (z_s); 2 и 3 – противоток с перемешиванием (z'_k) и (z'_g) соответственно;
4 – перекрестный ток (z'_k); 5 – прямоток (z''_g); 6 – противоток без перемешивания (z''_g)

Совместное решение (1) и (20) позволяет получить связь между параметрами, характеризующими интенсивность перемешивания жидкости на тарелке в вариантах массообмена с числом Пекле в диффузионной модели

$$\varphi_g = \frac{0,25Pe + 2,5}{Pe + 2}. \quad (24)$$

$$\varphi_k = \frac{1}{0,5Pe + 1}. \quad (25)$$

Таким образом, формулами (19) и (20), (24) и (25) определены искомые зависимости, устанавливающие взаимосвязь интенсивности перемешивания в вариантах массообмена, секционной и диффузионной моделях.

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; m – коэффициент фазового равновесия; s – число секций идеального перемешивания; V – молярный поток пара; 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 – проток; 1, 2, 3, ..., $s - 1$, 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, N 7. – P. 747–750.
2. Hausen, H. Zur Definition des Austauschgrades von Rektifizierböden bei Zwei- und

Dreistoff-Gemischen / H. Hausen // *Chem. Ing. Tech.* – 1953. – Bd. 25, N. 10. – S. 595–597.

3. Кафаров, В. В. Основы массопередачи / В. В. Кафаров. – М.: Высшая школа, 1972. – С. 273–289.

4. Kramers, H. Frequency response analysis continuous flow system / H. Kramers, G. Alberda // *Chem. Eng. Sci.* – 1959. – Vol. 2, N 4. – P. 173–181.

5. Сабитов, С. С. Расчет эффективности контактных ступеней аппаратов вихревого типа при частичном перемешивании жидкости / С. С. Сабитов, Н. И. Савельев, Н. А. Николаев // *Известия ВУЗов. Химия и химическая технология.* – 1978. – Т. XXI, вып. 9. – С. 1401–1402.

6. Молоканов, Ю. К. О сопоставлении диффузионной и секционной моделей барботажной тарелки по статистическим характеристикам / Ю. К. Молоканов // *Химия и технология топлив и масел.* – 1967. – № 4. – С. 33–37.

7. 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.

8. 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 ноября 2000 г.* – Минск, 2000. – С. 70–71.

9. 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 неорганич. в-в.* – 2001. – Вып. IX. – С. 74–80.

10. Sherwood, T. K. Absorption and Extraction / T. K. Sherwood, R. I. Pigford. – New York, 1952.

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, N 5. – P. 232–237.