

В. Н. Павлечко

КОМПЛЕКСНАЯ МОДЕЛЬ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ТАРЕЛОК. 3. ПРОТИВОТОЧНОЕ ДВИЖЕНИЕ ФАЗ ПРИ ЧАСТИЧНОМ ПЕРЕМЕШИВАНИИ ЖИДКОСТИ

Проведен анализ модели массообмена при противоточном движении и частичном перемешивании жидкостей на тарелке. Жидкость считается состоящей из двух частей, одна из которых (φ) полностью перемешана, другая ($1-\varphi$) движется в режиме идеального вытеснения. Интенсивность перемешивания определяется соотношением этих частей. В модели совпадают составы потоков на идеальной и действительной тарелке на некотором расстоянии h для пара и h_1 для жидкости от места ввода фаз, а также в равновесии находящаяся уходящий с идеальной тарелки пар и поступающая на нее жидкость. Выведены зависимости разности концентраций легколетучего компонента в жидкости до и после тарелки от эффективности, расходов пара и жидкости и коэффициента равновесия. Проведен анализ частных случаев, когда $h = h_1$, $h = h_1 = 0.5$ и когда они равны нулю или единице. Выведены соответствующие соотношения эффективностей. Проведен анализ противоточной комплексной модели с учетом перемешивания и областей ее использования.

При противоточном движении пара и жидкости предполагается однородный состав фаз, при котором отсутствуют внутренние условия для перемешивания жидкости. В действительности пар поднимается в виде пузырей заметных размеров, а также струй, которые оказывают существенное воздействие на жидкость, движущуюся навстречу. Скорость движения слоев жидкости, соприкасающихся с паровыми пузырьками, замедляется, а более периферийных, наоборот, ускоряется. Наблюдается локальное перемешивание жидкости на ступени контакта. Возможно также изменение скорости движения значительных объемов жидкости, содержание пара в которых отличается от среднего значения на ступени. При струйном движении жидкости увлекается паром и возвращается к месту ее ввода. На ступени контакта наблюдается интенсивное перемешивание значительных объемов жидкости.

Степень перемешивания жидкости в различных моделях представляется по-разному [1, 2]. В ячеечной модели перемешивание жидкости определяется количеством ячеек полного перемешивания, между которыми жидкость движется в режиме идеального вытеснения. В циркуляционной модели часть жидкости с выхода тарелки возвращается на ее вход. В диффузионной модели степень перемешивания характеризуется безразмерным критерием Пекле.

На интенсивность массопередачи значительное влияние оказывает перемешивание жидкости по ходу ее движения (рис. 1). В перпендикулярном направлении оно менее существенно, поэтому в горизонтальных слоях состав жидкости предполагается однородным.

При полном перемешивании жидкости пар, покидающий тарелку, находится в равновесии со стекающей жидкостью [3]

$$(y_n^*)_п = mx_{n-1}^* , \quad (1)$$

а при отсутствии какого-либо перемешивания наблюдается идеальное вытеснение жидкости и пар находится в равновесии с жидкостью, поступающей на тарелку [4]:

$$(y_n^*)_в = mx_n^* . \quad (2)$$

В работе [5] перемешивание жидкости при перекрестном движении фаз учитывается тем, что часть жидкости представляется полностью перемешанной, а другая часть движется в режиме идеального вытеснения. Таким же образом может быть учтено перемешивание жидкости и при ее противоточном движении с паром.

Предположим, что часть жидкости на тарелке полностью перемешивается, а другая ее часть движется в режиме идеального вытеснения. Обозначим через φ полностью перемешанную на идеальной тарелке часть жидкости, для которой характерно условие равновесия (1). Тогда количество жидкости, движущейся в режиме идеального вытеснения, для которой справедливо условие (2), будет равно $1-\varphi$. При полном смешении всей жидкости $\varphi = 1$, при ее идеальном вытеснении $\varphi = 0$. Состав пара после идеальной тарелки в зависимости от количества перемешанной жидкости в этом случае можно представить в виде

$$y_n^* = \varphi (y_n^*)_п + (1 - \varphi) (y_n^*)_в = \varphi mx_{n-1}^* + (1 - \varphi) mx_n^* . \quad (3)$$

Уравнения материального баланса по легколетучему компоненту для идеальной и реальной тарелок, выражения эффективности в паровой и жидкой фазах имеют тот же вид, что и при прямоточном движении фаз [3].

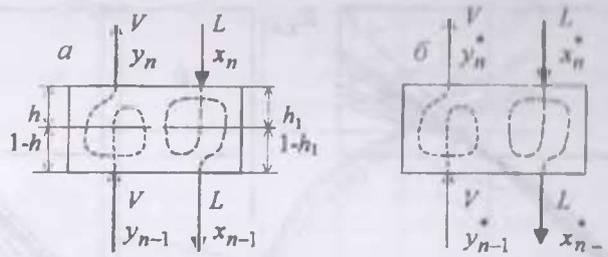


Рис. 1. Схема противоточных потоков паровой и жидкой фаз на реальной (а) и идеальной (б) тарелках при перемешивании

При анализе эффективности в паровой фазе содержание легколетучего компонента до и после идеальной тарелки выражается теми же зависимостями, что и при прямотоке [3]:

$$y_{n-1}^* = hy_n + (1-h)y_{n-1} - h \frac{y_n - y_{n-1}}{E_v}; \quad (4)$$

$$y_n^* = hy_n + (1-h)y_{n-1} + (1-h) \frac{y_n - y_{n-1}}{E_v}, \quad (5)$$

и разность его концентраций в жидкости до и после этой тарелки видоизменяется с учетом (3) и (5)

$$x_n^* - x_{n-1}^* = \frac{1-h_1}{\phi-h_1} x_n + \frac{h_1}{\phi-h_1} x_{n-1} - \frac{h}{\phi-h_1} \frac{y_n}{m} - \frac{1-h}{\phi-h_1} \frac{y_{n-1}}{m} - \frac{1-h}{\phi-h_1} \frac{y_n - y_{n-1}}{mE_v}. \quad (6)$$

При совместном решении (4)–(6), уравнений материального баланса идеальной и реальной тарелок [3] получим

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}\right) E_v}{L(1-E_v) \left(\frac{1-h}{mV} + \frac{1-h_1}{L}\right) + \frac{L}{mV} E_v - 1 + \phi}. \quad (7)$$

Такое же выражение выводится при использовании эффективности в жидкости, что подтверждает равенство эффективностей в паровой и жидкой фазах также для рассматриваемой модели массообмена, т. е.

$$E_v = E_{liq} = E_{g,\phi}. \quad (8)$$

Если $h = h_1$, то формула (7) принимает вид

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}\right) E_{g,\phi}}{(1-E_{g,\phi})(1-h) \left(\frac{L}{mV} + 1\right) + \frac{L}{mV} E_{g,\phi} - 1 + \phi}, \quad (9)$$

а при $h = h_1 = 0.5$

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}\right) 2E_{g,\phi,m}}{\left(\frac{L}{mV} - 1\right) (1 + E_{g,\phi,m}) + 2\phi}. \quad (10)$$

Граничными случаями рассматриваемого варианта противотока, как и при отсутствии перемешивания, являются условия связи идеальной и реальной тарелок, свойственные моделям Мерффи и Хуауэна [6–9], когда расстояния h и h_1 становятся равными нулю или единице. Зависимость (7) принимает соответственно вид:

при $y_{n-1}^* = y_{n-1}$, $x_{n-1}^* = x_{n-1}$ ($h = 0$, $h_1 = 1$)

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}\right) E_{g,\phi 1}}{\frac{L}{mV} - 1 + \phi}; \quad (11)$$

при $y_n^* = y_n$, $x_n^* = x_n$ ($h = 1$, $h_1 = 0$)

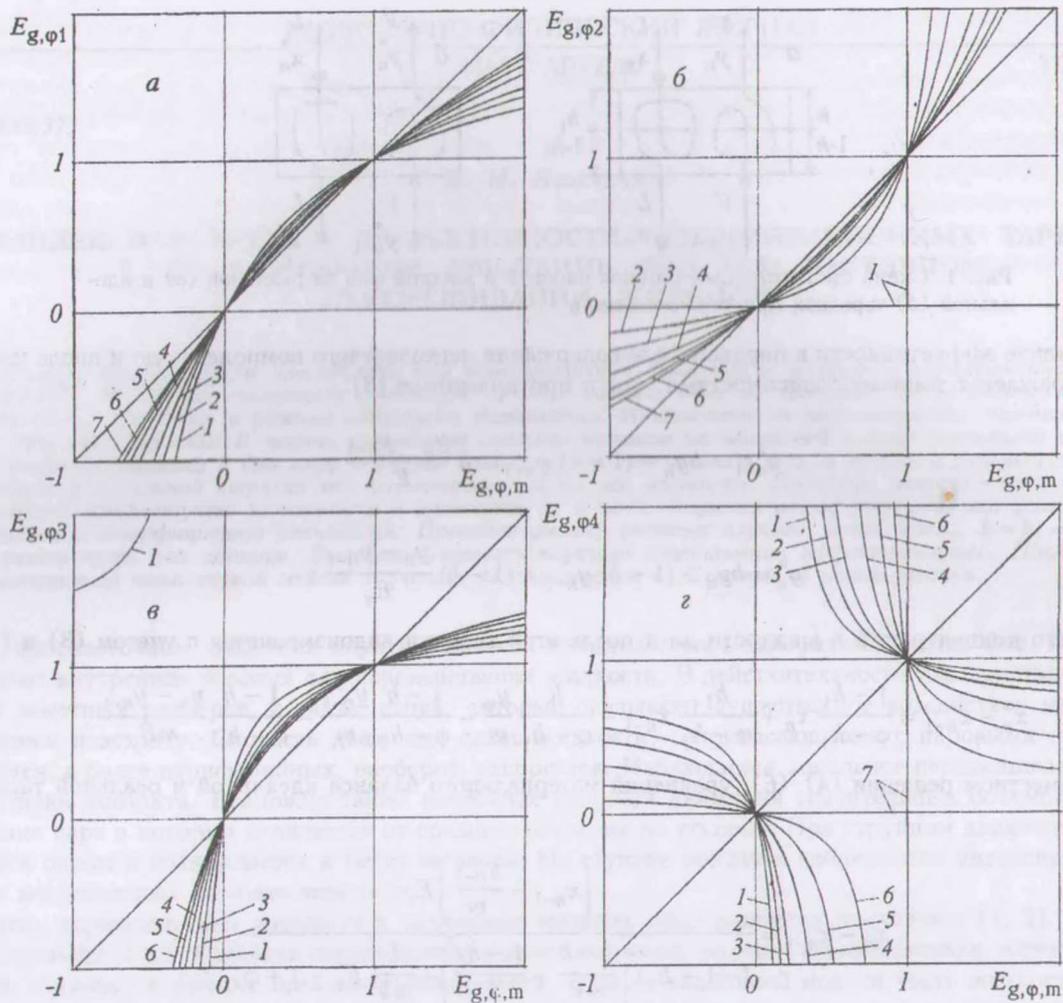


Рис. 2. Зависимость $E_{g,\varphi 1}$ (а), $E_{g,\varphi 2}$ (б), $E_{g,\varphi 3}$ (в), $E_{g,\varphi 4}$ (г) от $E_{g,\varphi,m}$ при $L/mV = 1.5$ и различных значениях φ : а, б - 1 - 0; 2 - 0.1; 3 - 0.2; 4 - 0.4; 5 - 0.6; 6 - 0.8; 7 - 1.0; в - 1 - 0; 2 - 0.2; 3 - 0.4; 4 - 0.6; 5 - 0.8; 6 - 1.0; г - 1 - 0; 2 - 0.1; 3 - 0.2; 4 - 0.4; 5 - 0.5; 6 - 0.8; 7 - 1.0

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}\right) E_{g,\varphi 2}}{\frac{L}{mV} E_{g,\varphi 2} - E_{g,\varphi 2} + \varphi}; \quad (12)$$

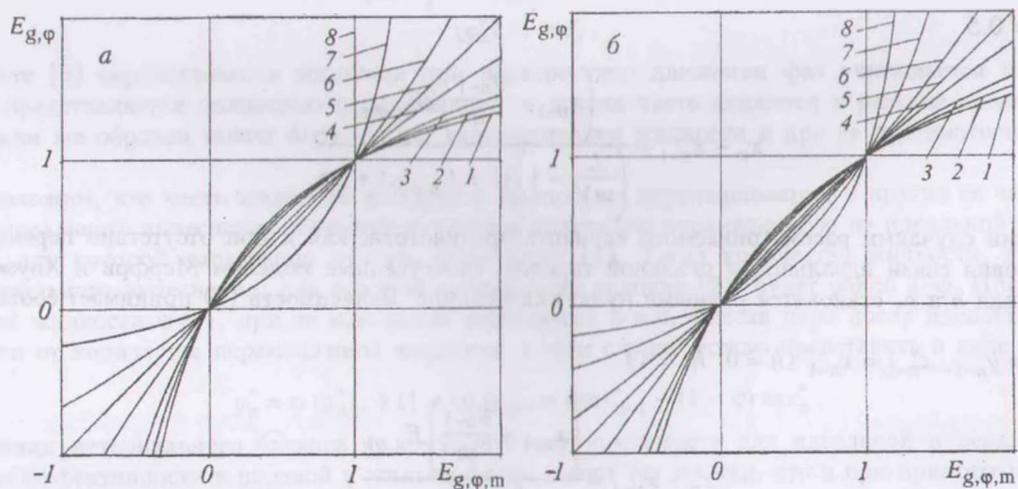


Рис. 3. Зависимость $E_{g,\varphi}$ от $E_{g,\varphi,m}$ при $L/mV = 1.5$, $\varphi = 0.5$, $h_1 = 0.5$ (а) $h = 0.5$ (б) и различных значениях h (а) и h_1 (б): 1 - 0; 2 - 0.1; 3 - 0.2; 4 - 0.4; 5 - 0.5; 6 - 0.6; 7 - 0.8; 8 - 1.0

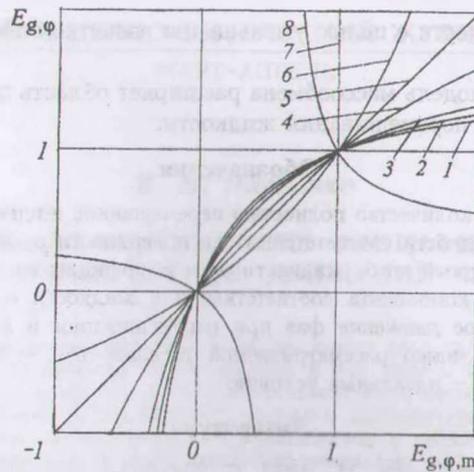


Рис. 4. Зависимость $E_{g,\varphi}$ от $E_{g,\varphi,m}$ при $L/mV = 1.5$, $\varphi = 0.5$ и различных значениях $h = h_1$: 1-8 - обозначения те же, что и на рис. 3

при $y_{n-1}^* = y_{n-1}$, $x_n^* = x_n$, ($h = h_1 = 0$)

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}\right) E_{g,\varphi 3}}{\frac{L}{mV} - E_{g,\varphi 3} + \varphi}; \quad (13)$$

при $y_n^* = y_n$, $x_{n-1}^* = x_{n-1}$ ($h = h_1 = 1$)

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}\right) E_{g,\varphi 4}}{\frac{L}{mV} E_{g,\varphi 4} - 1 + \varphi}. \quad (14)$$

Приравнивая правые части формул (10)-(14), получим соотношение эффективностей

$$\frac{\frac{L}{mV} - 1 + 2\varphi}{2E_{g,\varphi,m}} + \frac{L}{2mV} - \frac{1}{2} = \frac{\frac{L}{mV} - 1 + \varphi}{E_{g,\varphi 1}} = \frac{L}{mV} - 1 + \frac{\varphi}{E_{g,\varphi 2}} = \frac{\frac{L}{mV} + \varphi}{E_{g,\varphi 3}} - 1 = \frac{L}{mV} - \frac{1 - \varphi}{E_{g,\varphi 4}}. \quad (15)$$

Из (9) или (10) выводятся формулы для расчета эффективности реальной тарелки соответственно в обобщенном виде и в частном случае при $h = h_1 = 0.5$

$$E_{g,\varphi} = \left[(1-h) \frac{L}{mV} + \varphi - h_1 \right] / \left(\frac{x_n + x_{n-1} - 2 \frac{y_{n-1}}{m}}{x_n - x_{n-1}} - h \frac{L}{mV} - h_1 \right), \quad (16)$$

$$E_{g,\varphi,m} = \left(\frac{L}{mV} + 2\varphi - 1 \right) / \left(\frac{x_n - \frac{y_{n-1}}{m}}{x_n - x_{n-1}} - \frac{L}{mV} \right). \quad (17)$$

На рис. 2 приведены графические изображения зависимостей отдельных пар эффективностей комплексной модели массообмена при противоточном движении фаз в соответствии с формулой (15).

Перемешивание снижает эффективность противотока при $h = 0$ (рис. 2, а, в), повышает его при $h = 1$ (рис. 2, б) и во всех случаях сближает значения пар эффективностей, хотя равенства они не достигают. Минимальное влияние φ оказывает при $h = 0$ и $h_1 = 1$ (рис. 2, а), максимальное - при $h = 1$ и $h_1 = 0$ (рис. 2, б). Предельный случай, при котором $h = h_1 = 1$ (рис. 2, г), неприемлем для анализа работы реальной тарелки, поскольку $E_{g,\varphi 4}$ не может быть больше единицы или меньше нуля, а в этом варианте реальным значениям одной из эффективностей соответствуют нереальные величины другой.

Перемешивание жидкости сказывается также на характере соотношения эффективностей при фиксированном значении одного из расстояний h или h_1 (рис. 3) или при их одинаковом изменении (рис. 4). По сравнению с идеальным вытеснением при противоточном движении фаз [4] оно снижает диапазон возможных изменений эффективностей. В частности, при $h_1 = 0.5$ (рис. 3, а) или $h = 0.5$ (рис. 3, б) отсутствуют нереальные значения одной из эффективностей при реальных величинах другой, в то время как при отсутствии перемешивания эти особенности имеют место соответственно при $h < 0.666$ и $h_1 < 0.75$. Аналогичная закономерность наблюдается и при одинаковом изменении h и h_1 . Характер зависимости эффективности массообмена от h или h_1 практически не изменяется: она снижается с увеличением этих расстояний.

Поэтому при перемешивании жидкости с целью уменьшения расчетной эффективности целесообразно повысить h и h_1 .

Таким образом, комплексная модель массообмена расширяет область применения и дополняет известные модели особенностями частичного перемешивания жидкости.

Обозначения

E – эффективность тарелки; φ – количество полностью перемешанной жидкости на тарелке; h, h_1 – безразмерное расстояние от места ввода пара и жидкости соответственно до поверхности равенства концентраций фаз в идеальной и действительной тарелках; L – молярный поток жидкости; m – коэффициент равновесия; V – молярный поток пара; x, y – концентрация легколетучего компонента соответственно в жидкости и паре. Индексы: g – противоточное движение фаз; g, φ, m – противоточное движение фаз при перемешивании и $h = h_1 = 0.5$; φ – учет перемешивания жидкости; liq – жидкая фаза; n – номер рассматриваемой тарелки; $n-1$ – номер предыдущей тарелки по ходу движения пара; v – паровая фаза; * – идеальные условия.

Литература

1. Кафаров В. В. Основы массопередачи. М., 1972. С. 276–289.
2. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Т. 2. Л., 1969. С. 24–27.
3. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2001. Т. 74, № 1 С. 50–56.
4. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2001. Т. 74, № 1 С. 57–61.
5. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2000. Т. 73, № 3. С. 514–519.
6. Murphree E. V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, N 7. P. 747–750.
7. Hausen H. // Chem. Ing. Tech. 1953. Bd. 25, N 10. S. 595–597.
8. Medina A. G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, N 9. P. 1105–1112.
9. Savcovic-Stevanovic J. // Separ. Sci. and Technol. 1984. Vol. 19, N 4–5. P. 283–285.