

УДК 66.048.375

В. Н. Павлечко

СРАВНЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ТАРЕЛОК ПРИ ПРОТИВОТОЧНОМ ДВИЖЕНИИ ФАЗ С УЧЕТОМ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ЖИДКОСТИ

Жидкость на тарелке рассмотрена в промежуточном состоянии между идеальным вытеснением и полным перемешиванием, для чего введена степень приближения жидкости к последнему. Состав пара после идеальной тарелки принят равновесным составу жидкости в ее промежуточном состоянии. Рассмотрены четыре варианта взаимосвязи реальной и идеальной тарелок, для каждого из которых доказано равенство эффективностей по пару и жидкости. Выведены соотношения между эффективностями всех вариантов. Проведено сравнение соотношений эффективностей в зависимости от перемешивания жидкости.

Перемешивание жидкости на тарелке оказывает существенное влияние на эффективность массопередачи. В литературе подробно исследованы граничные состояния: полное перемешивание жидкости на тарелке и ее идеальное вытеснение. В первом случае состав жидкости на тарелке одинаков во всех ее местах и равен составу покидающей тарелку жидкости (рис. 1, а). Для идеальной тарелки пар находится в равновесии с жидкостью этого состава

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

Во втором случае перемешивание жидкости отсутствует и ее состав меняется от начальной до конечной концентрации. Пар также постепенно обогащается легколетучим компонентом и на выходе из тарелки в случае противоточного движения фаз находится в равновесии с поступающей жидкостью (рис. 1, б)

$$(y_n^*)_b = mx_n^* \quad (2)$$

На практике чаще всего имеет место некоторое промежуточное состояние, которое характеризуется частичным перемешиванием жидкости. Его можно отображать моделями, в которых степень перемешивания определяется в зависимости от ряда конструктивных и технологических факторов [1, 2]. В ячейной модели степень перемешивания жидкости учитывается количеством ячеек полного перемешивания при идеальном вытеснении жидкости между ячейками. В циркуляционной модели предполагается возврат части стекающей жидкости на вход тарелки. В диффузионной модели степень перемешивания характеризуется безразмерным критерием Пекле.

Предположим, что часть жидкости на тарелке полностью перемешана, а другая ее часть движется в режиме идеального вытеснения. Зададимся величиной φ полностью перемешанной на идеальной тарелке жидкости, для которой характерно условие равновесия (1). Тогда количество перемешанной жидкости, для которой справедливо выражение (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 формулой

$$y_n^* = \varphi (y_n^*)_a + (1 - \varphi) (y_n^*)_b = \varphi mx_{n-1}^* + (1 - \varphi) mx_n^* \quad (3)$$

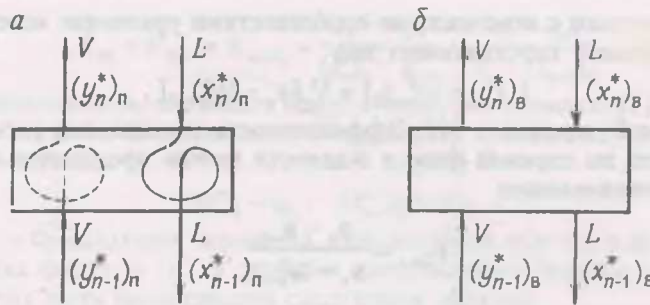


Рис. 1. Схемы массообмена: а – полное перемешивание; б – идеальное вытеснение

Анализ взаимосвязи реальной и идеальной тарелок показывает возможность существования четырех вариантов [3]. Общими для всех их условиями являются постоянство молярных потоков пара и жидкости через обе тарелки, равенство теплообмена между обеими тарелками и окружающей средой.

В первом варианте для идеальной и реальной тарелок совпадают составы поступающих потоков пара и уходящих потоков жидкости, что характерно для модели Мерффи при анализе эффективности в паровой фазе [4, 5]:

$$(y_{n-1}^*)_1 = y_{n-1}, \quad (x_{n-1}^*)_1 = x_{n-1},$$

а уравнения материального баланса для реальной и идеальной тарелок можно записать соответственно в виде

$$L(x_n - x_{n-1}) = V(y_n - y_{n-1}), \quad (4)$$

$$L[(x_n^*)_1 - x_{n-1}] = V[(y_n^*)_1 - y_{n-1}]. \quad (5)$$

Эффективность тарелки в этом случае по паровой и жидкой фазам представим соответствующими зависимостями

$$E_{1\varphi,v} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_1 - y_{n-1}}, \quad (6)$$

$$E_{1\varphi,liq} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}}. \quad (7)$$

Условие равновесия (3) для первого варианта принимает вид

$$(y_n^*)_1 = \varphi m x_{n-1} + (1 - \varphi) m (x_n^*)_1. \quad (8)$$

При совместном решении выражений (4)–(6) и (8), а также (4), (5), (7) и (8) можно получить уравнение

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

из которого следует равенство эффективностей в паровой и жидкой фазах, что позволяет записать

$$E_{1\varphi} = E_{1\varphi,v} = E_{1\varphi,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_1 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}}. \quad (10)$$

В отличие от предыдущего во втором варианте [3] для идеальной и реальной тарелок совпадают составы выходящих потоков пара и поступающих потоков жидкости. Эта взаимосвязь имеет место в модели Мерффи при анализе эффективности в жидкости [4, 5] и конкретизируется выражениями:

$$(y_n^*)_2 = y_n, \quad (x_n^*)_2 = x_n.$$

В соответствии с отмеченными особенностями уравнение материального баланса идеальной тарелки имеет вид

$$L [x_n - (x_{n-1})_2] = V [y_n - (y_{n-1})_2], \quad (11)$$

а для реальной тарелки - (4). Эффективность тарелки для рассматриваемого варианта по паровой фазе и жидкости можно представить соответствующими зависимостями

$$E_{2\varphi,v} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_2}, \quad (12)$$

$$E_{2\varphi,liq} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_2}, \quad (13)$$

а условие (3) - уравнением

$$y_n = \varphi m (x_{n-1})_2 + (1 - \varphi) m x_n. \quad (14)$$

Совместное решение выражений (4), (11), (12) и (14), с одной стороны, и (4), (11), (13) и (14) - с другой позволяет получить соотношение

$$x_n - x_{n-1} = \frac{E_{2\varphi,v} \left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{E_{2\varphi,v} \left(\frac{L}{mV} - 1 \right) + \varphi} = \frac{E_{2\varphi,liq} \left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{E_{2\varphi,liq} \left(\frac{L}{mV} - 1 \right) + \varphi}, \quad (15)$$

которое показывает равенство эффективностей в паровой и жидкой фазах для второго варианта, т. е.

$$E_{2\varphi} = E_{2\varphi,v} = E_{2\varphi,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_2} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_2}. \quad (16)$$

Особенностью схемы изменения концентраций, рассматриваемой в третьем варианте [3], является равенство составов пара и жидкости, поступающих на идеальную и реальную тарелки, что характерно для модели Хаузена [5, 6]:

$$(y_{n-1})_3 = y_{n-1}; \quad (x_n)_3 = x_n.$$

В этом случае уравнение материального баланса для реальной тарелки аналогично (4), а для идеальной тарелки может быть представлено в виде

$$L [x_n - (x_{n-1})_3] = V [(y_n)_3 - y_{n-1}], \quad (17)$$

эффективность в паровой и жидкой фазе соответственно

$$E_{3\varphi,v} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n)_3 - y_{n-1}}, \quad (18)$$

$$E_{3\varphi,liq} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_3}. \quad (19)$$

Формула (3) для этого варианта конкретизируется выражением

$$(y_n)_3 = \varphi m (x_{n-1})_3 + (1 - \varphi) m x_n. \quad (20)$$

В результате совместного решения выражений (4), (17)-(20) получаем зависимость

$$x_n - x_{n-1} = \frac{E_{3\varphi,v} \left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} - E_{3\varphi,v} + \varphi} = \frac{E_{3\varphi,liq} \left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} - E_{3\varphi,liq} + \varphi}, \quad (21)$$

из которой следует равенство эффективностей тарелки в паровой и жидкой фазах и для третьего варианта, т. е.

$$E_{3\phi} = E_{3\phi,v} = E_{3\phi,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_3 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1}^*)_3} \quad (22)$$

Для массообмена, имеющего место в четвертом варианте [3], характерно равенство составов потоков пара и жидкости, выходящих из реальной и идеальной тарелок:

$$(y_n^*)_4 = y_n; \quad (x_{n-1}^*)_4 = x_{n-1}.$$

Как и в предыдущих вариантах, для реальной тарелки в данном случае справедлива формула (4). Уравнение материального баланса идеальной тарелки может быть представлено следующим образом:

$$L [(x_n^*)_4 - x_{n-1}] = V [y_n - (y_{n-1}^*)_4] \quad (23)$$

В соответствии с принятыми допущениями эффективности тарелки в паровой фазе и жидкости соответственно могут быть представлены как

$$E_{4\phi,v} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1}^*)_4}, \quad (24)$$

$$E_{4\phi,liq} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_4 - x_{n-1}}, \quad (25)$$

а условие равновесия (3) –

$$y_n = \phi m x_{n-1} + (1 - \phi) m (x_n^*)_4 \quad (26)$$

Совместное решение выражений (4), (23)–(26) позволяет получить зависимость

$$x_n - x_{n-1} = \frac{E_{4\phi,v} \left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} E_{4\phi,v} - 1 + \phi} = \frac{E_{4\phi,liq} \left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} E_{4\phi,liq} - 1 + \phi} \quad (27)$$

которая указывает на равенство эффективностей по паровой и жидкой фазам также и в четвертом варианте, т. е.

$$E_{4\phi} = E_{4\phi,v} = E_{4\phi,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1}^*)_4} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_4 - x_{n-1}} \quad (28)$$

Проведенный анализ показывает, что в каждом из рассмотренных вариантов эффективности в паровой фазе равны соответствующим эффективностям в жидкости. Сравнение эффективностей свидетельствует об их совпадении для отдельных вариантов. В частности, идентичны выражения эффективности по паровой фазе (6) и (18), (12) и (24), по жидкости (7) и (25), (13) и (19). Однако эффективности, вычисленные по указанным выше парам зависимостей, в общем случае не равны друг другу, поскольку их необходимо рассматривать в совокупности с соответствующими уравнениями материального баланса и условиями равновесия составов пара и жидкости, которые для каждого варианта индивидуальны. Однако в частных случаях при определенном соотношении потоков и концентраций возможно совпадение величин указанных групп эффективностей.

В левых частях формул (9), (15), (21) и (27) показывается один и тот же технологический результат – разность концентраций легколетучего компонента в жидкости, поступающей на реальную тарелку и уходящей с нее. Поочередное приравнивание правых частей этих выражений с учетом (10), (16), (22) и (28) позволяет получить следующие соотношения эффективностей всех рассмотренных вариантов массообмена:

$$\frac{\frac{L}{mV} - 1 + \phi}{E_{1\phi}} = \frac{L}{mV} - 1 + \frac{\phi}{E_{2\phi}} = \frac{\frac{L}{mV} + \phi}{E_{3\phi}} - 1 = \frac{L}{mV} - \frac{1 - \phi}{E_{4\phi}} \quad (29)$$

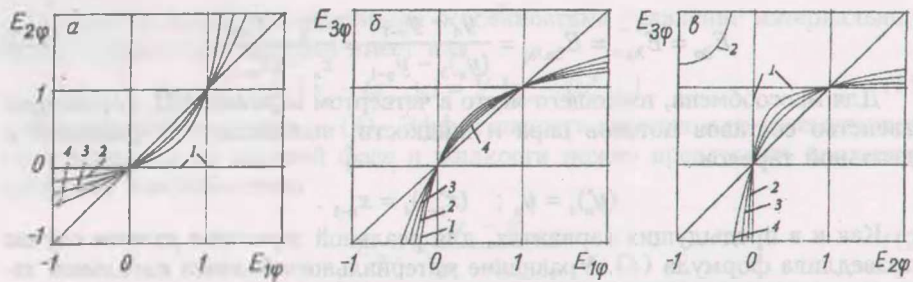


Рис. 2. Зависимости эффективностей $E_{2\varphi}$ (а), $E_{3\varphi}$ (б) от $E_{1\varphi}$ и $E_{3\varphi}$ от $E_{2\varphi}$ (в) при $L/mV = 1.5$ и различном перемешивании: 1 - $\varphi = 0$; 2 - 0.2; 3 - 0.5; 4 - 1.0

Полученные соотношения могут быть использованы для анализа и сравнения рассмотренных вариантов массообмена при противоточном движении пара и жидкости на тарелке.

При полном перемешивании жидкости на тарелке ($\varphi = 1$) формулы (9), (15), (21) и (27) преобразуются в соответствующие зависимости, полученные при прямоточном движении [7], а при отсутствии перемешивания ($\varphi = 0$) - в формулы, полученные при противоточном движении взаимодействующих фаз [8]. Таким образом, рассмотренные варианты можно представить как общие модели, а массообмен при противоточном и прямоточном движении компонентов - как их граничные случаи.

На рис. 2 и 3 приведены графические изображения взаимосвязей эффективностей тарелок при различном перемешивании и отношении $L/mV = 1.5$.

В реальном диапазоне эффективностей при любых степенях перемешивания $E_{1\varphi} > E_{2\varphi}$ (рис. 2, а). Причем их различие уменьшается при возрастании φ . Обратное соотношение эффективностей имеет место, когда их величины меньше нуля или больше единицы.

Как видно из рис. 2, б, реальные значения $E_{3\varphi}$ больше $E_{1\varphi}$. Как и в предыдущем случае, увеличение перемешивания снижает различие рассматриваемых эффективностей, но не выравняет их даже при $\varphi = 1$. В нереальных областях эффективностей, когда они больше единицы или меньше нуля, $E_{3\varphi} < E_{1\varphi}$. Из сравнения рис. 2, а и б видно, что соотношение $E_{1\varphi}$ и $E_{3\varphi}$ меньше зависит от перемешивания, чем для пары $E_{1\varphi}$ и $E_{2\varphi}$.

Эффективность $E_{3\varphi}$ больше $E_{2\varphi}$ в реальном диапазоне и меньше при их нереальных значениях (рис. 2, в). Сравнение рис. 2, а-в показывает, что перемешивание в наибольшей степени влияет на отношения $E_{1\varphi}$ и $E_{2\varphi}$, $E_{2\varphi}$ и $E_{3\varphi}$ и в меньшей - на $E_{1\varphi}$ и $E_{3\varphi}$.

Рис. 3 показывает, что реальным значениям одной из эффективностей соответствуют нереальные величины другой. Причем можно отметить максимальное влияние перемешивания на эти соотношения при $E_{1\varphi} > 1$ и $E_{4\varphi} < 0$ (рис. 3, а), когда $E_{4\varphi} > 1$ и $E_{2\varphi} < 0$ (рис. 3, б), и минимальное -

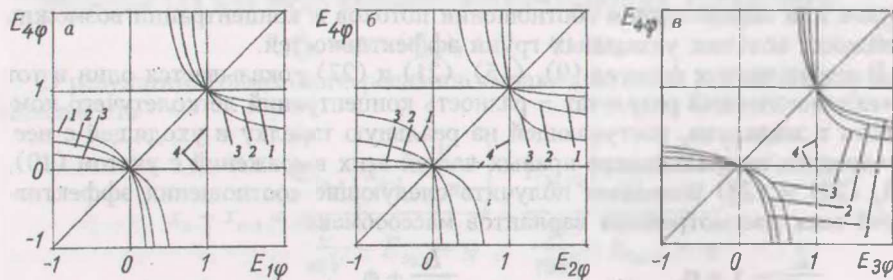


Рис. 3. Зависимости эффективности $E_{4\varphi}$ от $E_{1\varphi}$ (а), от $E_{2\varphi}$ (б) и от $E_{3\varphi}$ (в) при $L/mV = 1.5$ и различном перемешивании: 1-4 - то же, что и на рис. 2

при $E_{4\phi} > 1$ и $E_{3\phi} < 0$ (рис. 3, в). Кроме того, из сравнения рис. 2 и 3 видно большее влияние ϕ на графиках второго, что, вероятно, обусловлено большей чувствительностью четвертой модели массообмена к перемешиванию.

Проведенное сравнение показывает, что перемешивание оказывает заметное влияние на эффективность массообмена. Предложенные зависимости могут быть использованы при интерпретации экспериментальных и промышленных данных, в частности, при анализе влияния перемешивания на работу ректификационных колонн, а также при исследовании зависимости перемешивания от конструктивных и режимных параметров.

В расчетных процедурах можно использовать все рассмотренные варианты, однако первые три предпочтительнее, поскольку при использовании четвертой модели могут получиться нереальные значения эффективности. Следует иметь в виду, что первые две модели менее чувствительны к перемешиванию и их использование менее значимо по сравнению с третьим вариантом.

Обозначения

E – эффективность тарелки; ϕ – степень перемешивания; L – молярный поток жидкости; m – коэффициент равновесия; V – молярный поток пара; x , y – концентрации легколетучего компонента в жидкости и паре соответственно. Индексы: ϕ – учет перемешивания; v – идеальное вытеснение; liq – жидкая фаза; n – номер рассматриваемой тарелки; $n-1$ – номер предыдущей тарелки по ходу движения пара; p – идеальное перемешивание; v – паровая фаза; * – равновесное состояние; 1–4 – номера рассматриваемых вариантов изменения концентраций.

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. 1999. Т. 72, № 4. С. 764–770.
4. Murphree E. V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, N 7. P. 747–750.
5. Medina A. G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, N 9. P. 1105–1112.
6. Hausen H. // Chem. Ing. Tech. 1953. Jahrg. 25, N 10. S. 595–597.
7. Павлечко В. Н. // Тр. БГТУ. Сер. III. Химия и химическая технология. 1998. Вып. VI. С. 131–138.
8. Павлечко В. Н. // Тр. БГТУ. Сер. III. Химия и химическая технология. 1998. Вып. VI. С. 138–144.

Белорусский государственный
технологический университет

Поступила 09.04.1999.