

**В. Н. Павлечко**

### АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ТАРЕЛОК ПРИ ПЕРЕКРЕСТНОМ ДВИЖЕНИИ ФАЗ

*Проведен анализ эффективности ректификационных тарелок при перекрестном движении фаз. Предполагается равновесие выходящего из идеальной тарелки пара со средним содержанием жидкости на тарелке, которое равно среднему значению составов пара на входе и выходе из тарелки. Предложены четыре варианта взаимодействия идеальной и реальной тарелок. Доказано равенство эффективностей в паровой и жидкой фазах в каждом варианте. Проведено сравнение некоторых вариантов с моделями Мерффри и Хаузена. Выведены соотношения между эффективностями тарелок для рассмотренных вариантов.*

Сложность массообменных процессов, происходящих на ректификационных тарелках, многообразии конструктивных форм и размеров аппаратов обуславливают трудности их расчета.

Наибольшее распространение в практике получили ректификационные тарелки с перекрестным движением фаз (рис. 1). Поступающая на  $n$ -ю тарелку жидкость состава  $x_n$  взаимодействует с паром, обедняется легколетучим компонентом и покидает ее с концентрацией  $x_{n-1}$ . Концентрации легколетучего компонента в жидкости на входе и выходе из тарелки могут заметно отличаться друг от друга, что существенно влияет на состав пара после тарелки. Пар начального состава  $y_{n-1}$  обогащается легколетучим компонентом и после начального участка тарелки имеет состав  $y_n$ , а после конечного участка –  $y_k$ , который меньше  $y_n$ . Средний состав пара после  $n$ -й тарелки  $y_n$ . При длине хода жидкости на тарелке, заметно большей высоты ее слоя на тарелке, можно допустить отсутствие перемешивания жидкости в поперечном направлении. Тогда для идеальной тарелки, имеющей бесконечно большую поверхность массообмена, выходящий из начального участка пар должен находиться в равновесии с поступающей на тарелку жидкостью, а выходящий из конечного участка – с покидающей тарелку жидкостью.

Приравнивание состава всего количества пара, покидающего идеальную тарелку, с составом пара после начального ее участка приводит к завышенным концентрациям легколетучего компонента в нем, а уравнивание с составом пара после конечного участка тарелки – к заниженным. В свою очередь завышенные значения состава пара после идеальной тарелки обуславливают меньшие значения эффективности реальной тарелки, а заниженные – высокие величины эффективности, которые в ряде случаев могут превышать единицу. Это указывает на то, что реальная тарелка работает более эффективно по сравнению с идеальной.

Широко используемые модели массообмена на тарелке, предложенные в [1, 2], предполагают равновесие пара после идеальной тарелки с составом покидающей ее жидкости, что приводит к завышенным иногда на порядок и более значениям эффективности тарелки. Вследствие этого модели [1, 2] применимы только для тарелок с интенсивным перемешиванием жидкости на тарелке или при прямоточном движении паровой и жидкой фаз. При перекрестном движении компонентов использование этих моделей может привести к значительным погрешностям.

В модели [3–6] рассмотрено равновесие покидающего тарелку пара с жидкостью в центре тарелки. Вследствие трудности измерения на практике данной концентрации жидкости авторы предложили заменить ее средней величиной между начальной и конечной концентрациями.

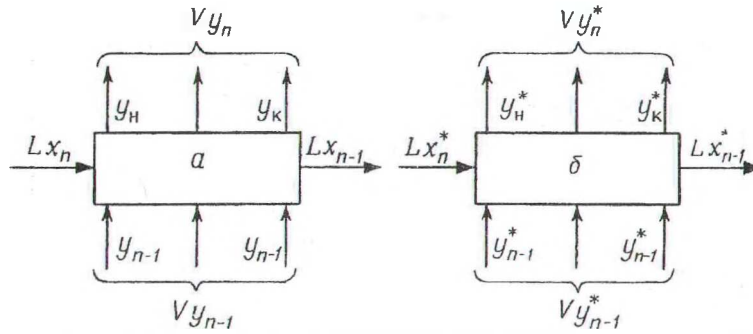


Рис. 1. Схема перекрестного движения фаз на реальной (а) и идеальной (б) тарелках

Для перекрестного движения фаз целесообразно учитывать также состав пара после начального участка тарелки. При равномерном истощении жидкости в процессе ее движения по идеальной тарелке можно допустить средний состав выходящего пара, равновесный со среднеарифметическим составом жидкости на ней, т. е.

$$y_n^* = \frac{y_n^* + y_k^*}{2} = \frac{m(x_n^* + x_k^*)}{2} \quad (1)$$

Анализ возможных связей идеальной и реальной тарелок позволяет выделить варианты, представленные на рис. 2 и отображающие изменение концентраций легколетучего компонента в паровой и жидкой фазах при движении жидкости от начала до конца тарелки.

На схеме изменения концентраций, приведенной на рис. 2, а, одинаковые составы для идеальной и реальной тарелок имеют поступающие потоки пара и уходящие потоки жидкости. Это условие характерно для модели Мерффи при анализе эффективности в паровой фазе [1, 7]. В этой схеме уравнение материального баланса для идеальной тарелки может быть представлено в виде

$$L [(x_n^*)_1 - x_{n-1}] = V [(y_n^*)_1 - y_{n-1}] \quad (2)$$

эффективность в паровой и жидкой фазах соответственно –

$$E_{1c,v} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_1 - y_{n-1}} \quad (3)$$

$$E_{1c,liq} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}} \quad (4)$$

Причем зависимости (2) и (3) аналогичны модели Мерффи.

Связь идеальной и реальной тарелок для схемы, изображенной на рис. 2, б, осуществляется при условии равенства состава уходящих потоков пара и поступающих потоков жидкости на обеих тарелках. Аналогичную зависимость имеют обе тарелки в модели Мерффи при анализе эффективности в жидкости [1, 7]. В отличие от модели Мерффи уравнение материального баланса для идеальной тарелки (рис. 2, б) может быть представлено следующим образом:

$$L [x_n - (x_{n-1})_2] = V [y_n - (y_{n-1})_2] \quad (5)$$

Эффективность в паровой фазе отличается, а в жидкости такая же, как и в модели Мерффи:

$$E_{2c,v} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_2} \quad (6)$$

$$E_{2c,liq} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_2} \quad (7)$$

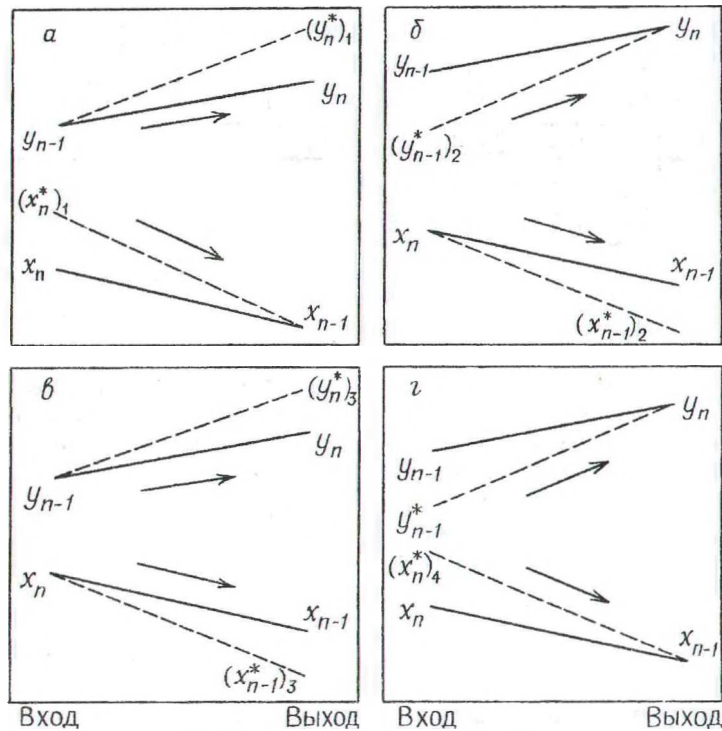


Рис. 2. Изменение концентраций на реальной (сплошные линии) и идеальной (штриховые) ректификационных тарелках

Условие связи идеальной и реальной тарелок, представленное на рис. 2, в, является таким же, как и для модели Хаузена, — поступающие на обе тарелки потоки пара и жидкости равны по составу и количеству [2, 7]. В этой схеме, как и в модели Хаузена, совпадают также уравнение материального баланса идеальной тарелки

$$L [x_n - (x_{n-1}^*)_3] = V [(y_n^*)_3 - y_{n-1}] \quad (8)$$

и выражения эффективности в паровой и жидкой фазах:

$$E_{3c,v} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_3 - y_{n-1}}, \quad (9)$$

$$E_{3c,liq} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1}^*)_3}. \quad (10)$$

Для изображенной на рис. 2, г схемы характерно равенство составов пара и жидкости, уходящих из идеальной и реальной тарелок. Уравнение материального баланса идеальной тарелки в этом случае имеет вид

$$L [(x_n^*)_4 - x_{n-1}] = V [y_n - (y_{n-1}^*)_4], \quad (11)$$

зависимости эффективности в паровой фазе и жидкости:

$$E_{4c,v} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1}^*)_4}, \quad (12)$$

$$E_{4c,liq} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_4 - x_{n-1}}. \quad (13)$$

Дополнительными условиями связи идеальной и реальной тарелок для рассмотренных вариантов являются постоянство молярных потоков пара и жидкости, проходящих через обе тарелки, и равенство теплообмена между

тарелками и окружающей средой в обоих случаях. Для всех вариантов уравнение материального баланса реальной тарелки имеет один и тот же вид

$$L(x_n - x_{n-1}) = V(y_n - y_{n-1}) \quad (14)$$

В соответствии с упомянутыми выше условиями зависимость (1) для рассмотренных вариантов (рис. 2) приобретает вид:

$$(y_n^*)_1 = \frac{m[(x_n^*)_1 + x_{n-1}]}{2} \quad (15)$$

$$y_n = \frac{m[x_n + (x_{n-1}^*)_2]}{2} \quad (16)$$

$$(y_n^*)_3 = \frac{m[x_n + (x_{n-1}^*)_3]}{2} \quad (17)$$

$$y_n = \frac{m[(x_n^*)_4 + x_{n-1}]}{2} \quad (18)$$

В результате совместного решения зависимостей (2)–(4), (14) и (15) может быть выведено соотношение

$$x_n - x_{n-1} = \frac{E_{1c,liq} \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} - \frac{1}{2}} = \frac{E_{1c,v} \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} - \frac{1}{2}} \quad (19)$$

из которого следует, что эффективности в паровой и жидкой фазах для варианта, приведенного на рис. 2, а, равны друг другу, а именно

$$E_{1c} = E_{1c,v} = E_{1c,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_1 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}} \quad (20)$$

Совместное решение зависимостей (5)–(7), (14) и (16) позволяет получить выражение

$$x_n - x_{n-1} = \frac{x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}}{\frac{L}{mV} - 1 + \frac{1}{2E_{2c,v}}} = \frac{x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}}{\frac{L}{mV} - 1 + \frac{1}{2E_{2c,liq}}} \quad (21)$$

которое подтверждает равенство эффективностей в паровой и жидкой фазах (рис. 2, б):

$$E_{2c} = E_{2c,v} = E_{2c,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1}^*)_2} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1}^*)_2} \quad (22)$$

При совместном решении выражений (8)–(10), (14) и (17) можно получить соотношение

$$x_n - x_{n-1} = \frac{E_{3c,v} \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} + \frac{1}{2} - E_{3c,v}} = \frac{E_{3c,liq} \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} + \frac{1}{2} - E_{3c,liq}} \quad (23)$$

из которого также следует равенство эффективностей в паровой фазе и жидкости для варианта, представленного на рис. 2, в:

$$E_{3c} = E_{3c,v} = E_{3c,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_3 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1}^*)_3} \quad (24)$$

Решение выражений (11)–(14) и (18) приводит к зависимости

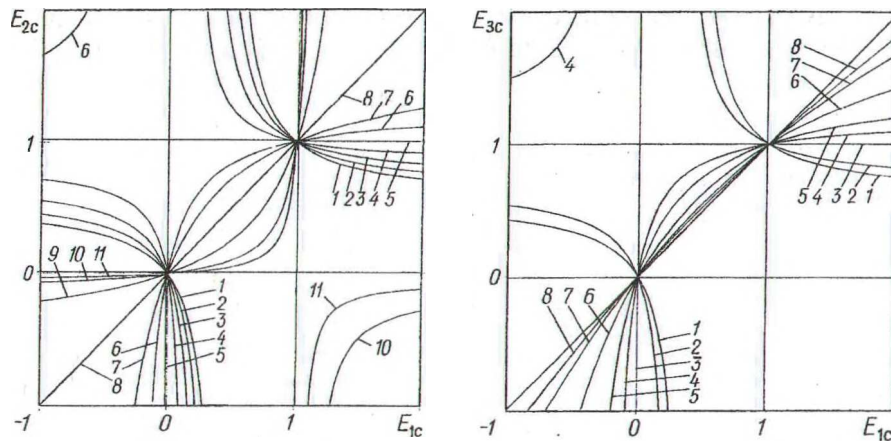


Рис. 3. Зависимость эффективностей  $E_{1c}$  и  $E_{2c}$  при различных значениях  $L/mV$ : 1 - 0.1; 2 - 0.2; 3 - 0.3; 4 - 0.4; 5 - 0.5; 6 - 0.6; 7 - 0.7; 8 - 1.0; 9 - 2.0; 10 - 5.0; 11 - 10.0

Рис. 4. Зависимость эффективностей  $E_{1c}$  и  $E_{3c}$  при различных значениях  $L/mV$ : 1 - 0.1; 2 - 0.2; 3 - 0.5; 4 - 0.7; 5 - 1.0; 6 - 2.0; 7 - 5.0; 8 - 10.0

$$x_n - x_{n-1} = \frac{x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}}{\frac{L}{mV} - \frac{1}{2E_{4c,v}}} = \frac{x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}}{\frac{L}{mV} - \frac{1}{2E_{4c,liq}}}, \quad (25)$$

которая, как и аналогичные предыдущие, подтверждает равенство эффективностей в паре и жидкости для схемы массообмена, изображенной на рис. 2, з:

$$E_{4c} = E_{4c,v} = E_{4c,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_A} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_A - x_{n-1}}. \quad (26)$$

Таким образом, для каждого из рассмотренных вариантов эффективности в паровой фазе и жидкости равны, что имеет место в модели Хаузена и отличает первый и второй варианты от модели Мерфри.

В левых частях зависимостей (19), (21), (23) и (25) показана разность концентраций легколетучего компонента в жидкости, поступающей на действующую тарелку и стекающей с нее, т. е. одинаковый технологический результат. Приравнивание правых частей этих зависимостей с учетом (20), (22), (24) и (26) позволяет получить соотношения между эффективностями всех рассмотренных вариантов массообмена при перекрестном движении компонентов

$$\frac{\frac{L}{mV} - \frac{1}{2}}{E_{1c}} = \frac{L}{mV} + \frac{1}{2E_{2c}} - 1 = \frac{\frac{L}{mV} + \frac{1}{2}}{E_{3c}} - 1 = \frac{L}{mV} - \frac{1}{2E_{4c}}. \quad (27)$$

Анализ эффективности тарелок показывает, что для отдельных вариантов они совпадают. В частности, аналогичные формулы имеют выражения эффективности в паровой фазе (3) и (9), (6) и (12) и в жидкости (4) и (13), (7) и (10). Однако из этого не следует равенство величин эффективностей, определенных по приведенным выше формулам. Указанные группы выражений целесообразно рассматривать совместно с соответствующими уравнениями материальных балансов идеальных тарелок, а также условиями равновесия составов, которые для каждого варианта индивидуальны. В частных случаях при определенных соотношениях потоков и концентраций возможно совпадение значений эффективности отдельных вариантов.

На рис. 3-8 приведены графические изображения взаимосвязей отдельных пар эффективностей при некоторых значениях  $L/mV$ .

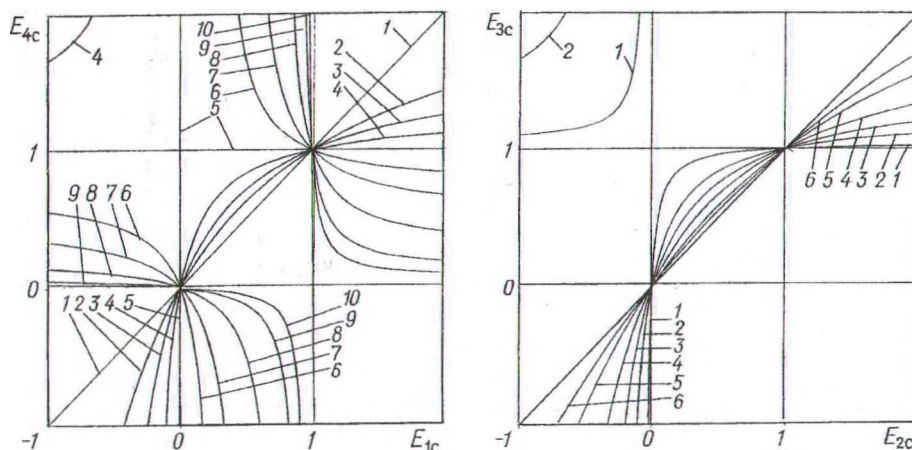


Рис. 5. Зависимость эффективностей  $E_{1c}$  и  $E_{4c}$  при различных значениях  $L/mV$ : 1 - 0.0; 2 - 0.2; 3 - 0.3; 4 - 0.4; 5 - 0.5; 6 - 0.7; 7 - 1.0; 8 - 2.0; 9 - 5.0; 10 - 10.0

Рис. 6. Зависимость эффективностей  $E_{2c}$  и  $E_{3c}$  при различных значениях  $L/mV$ : 1 - 0.1; 2 - 0.5; 3 - 1.0; 4 - 2.0; 5 - 5.0; 6 - 10.0

Как видно из рис. 3, значения эффективности  $E_{2c}$  больше  $E_{1c}$  в диапазоне  $0.5 < L/mV < 1$ , меньше при  $L/mV > 1$  и совпадают при  $L/mV = 1$ . При показателях  $L/mV < 0.5$  соотношения эффективностей  $E_{1c}$  и  $E_{2c}$  находятся вне реальных величин одной из них. Так, например, действительному диапазону  $0 < E_{1c} < 1$  соответствуют эффективности  $E_{2c}$ , меньшие нуля или большие единицы, реальная эффективность в интервале  $0 < E_{2c} < 1$  наблюдается при отрицательных эффективностях  $E_{1c}$  или при  $E_{1c} > 1$ . Данное обстоятельство может быть полезным при интерпретации экспериментальных исследований, когда эффективность тарелки при использовании одной из двух рассмотренных моделей массообмена принимает нереальные величины, противоречащие здравому смыслу. В этом случае целесообразно применение другой модели.

Сравнение эффективностей  $E_{1c}$  и  $E_{3c}$  показывает, что первая меньше второй при  $L/mV > 0.5$  (рис. 4). Причем это отличие уменьшается при возрастании отношения  $L/mV$  и практически исчезает в области  $L/mV > 2$ . При значениях  $L/mV < 0.5$ , как и в предыдущем случае, реальному диапазону одной из эффективностей соответствуют значения другой, меньшие нуля или большие единицы, что также может быть использовано при получении нереальных величин одной из эффективностей в одной из указанных моделей массообмена.

В отличие от предыдущих двух случаев соотношение действительных эффективностей  $E_{1c}$  и  $E_{4c}$  возможно только в области  $L/mV < 0.5$  (рис. 5). Причем их различие снижается при уменьшении  $L/mV$  и первая из эффективностей меньше второй. При  $L/mV > 0.5$  реальные значения одной из эффективностей имеют место, когда другая эффективность нереальна, что также может быть использовано при интерпретации экспериментальных данных.

Исследование эффективностей  $E_{2c}$  и  $E_{3c}$  (рис. 6) показывает, что действительные значения первой меньше второй при любых отношениях  $L/mV$  и различие между ними уменьшается при снижении  $L/mV$ . Эффективность  $E_{2c}$  больше  $E_{3c}$  в нереальных областях, когда они больше единицы или меньше нуля.

Взаимосвязей эффективностей  $E_{2c}$  и  $E_{4c}$ , а также  $E_{3c}$  и  $E_{4c}$  в реальном диапазоне не существует (рис. 7 и 8), что снижает ценность модели массообмена, изображенной на рис. 2, г. Необходимо подчеркнуть, что соотношение эффективностей  $E_{2c}$  и  $E_{4c}$  (рис. 7) не зависит от параметра  $L/mV$ , т. е. он влияет на них в одинаковой мере.

Из проведенного анализа следует, что наибольшие реальные значения эффективности могут быть получены при использовании модели массообмена, приведенной на рис. 2, в. Причем для области  $L/mV > 1$  эффектив-

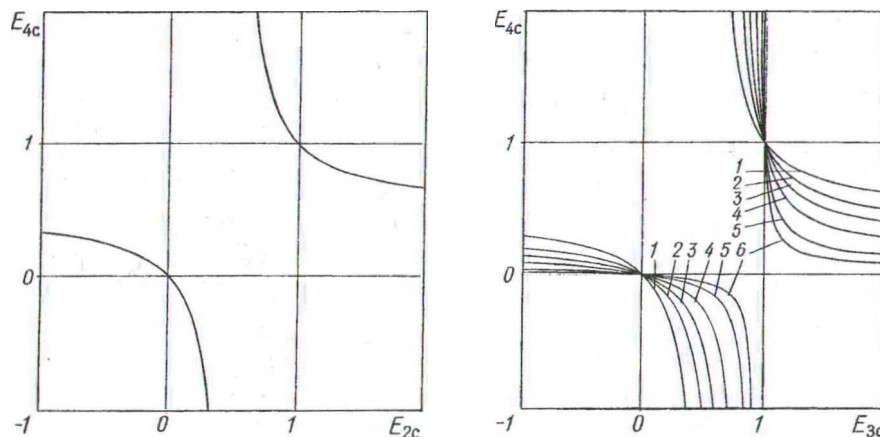


Рис. 7. Взаимозависимость эффективностей  $E_{2c}$  и  $E_{4c}$

Рис. 8. Зависимость эффективностей  $E_{3c}$  и  $E_{4c}$  при различных значениях  $L/mV$ : 1 - 0.1; 2 - 0.5; 3 - 1.0; 4 - 2.0; 5 - 5.0; 6 - 10.0

ности располагаются в следующем ряду:  $E_{3c} > E_{1c} > E_{2c}$ , в диапазоне  $0.5 < L/mV < 1 - E_{3c} > E_{2c} > E_{1c}$ . При  $L/mV < 0.5$  аналогичная последовательность отсутствует и получены только сопоставления между отдельными эффективностями:  $E_{4c} > E_{1c}$  и  $E_{3c} > E_{2c}$ . Интересно отметить, что если эффективности больше единицы или меньше нуля, то они располагаются в обратной последовательности: в области  $L/mV > 1 E_{3c} < E_{1c} < E_{2c}$ , в интервале  $0.5 < L/mV < 1 E_{3c} < E_{2c} < E_{1c}$ , а при  $L/mV < 0.5 E_{4c} < E_{1c}$  и  $E_{3c} < E_{2c}$ .

Таким образом, при интерпретации опытных или промышленных данных могут быть использованы все предложенные модели массообмена, но наиболее полное сравнение их между собой при различных соотношениях потоков жидкости и пара с учетом коэффициента равновесия возможно только для вариантов, изображенных на рис. 2, а - в.

### Обозначения

$E$  - эффективность тарелки;  $L$  - молярный поток жидкости;  $m$  - коэффициент равновесия;  $V$  - молярный поток пара;  $x, y$  - соответственно концентрация легколетучего компонента в жидкости и паре. Индексы: к - конечный участок; liq - жидкая фаза; н - начальный участок;  $n$  - номер рассматриваемой тарелки;  $n-1$  - номер предыдущей тарелки по ходу движения пара; с - среднее значение; v - паровая фаза; \* - равновесное состояние; 1-4 - номера рассматриваемых вариантов изменения концентраций.

### Литература

1. Murphree E. V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, N 7. P. 747-750.
2. Hausen H. // Chem. Ing. Tech. 1953. Bd. 25, N 10. S. 595-597.
3. Onda K., Kobayashi O. // Kogaku Kogaku. 1964. Vol. 28, N 10. P. 823-828.
4. Onda K., Sada E., Takahashi K., Mukhtar S. A. // A.I.Ch.E. Journal, 1971. Vol. 17, N 5. P. 1141-1152.
5. Onda K., Takeuchi H., Takahashi K. // J. Chem. Eng. Japan. 1972. Vol. 5, N 1. P. 13-19.
6. Onda K., Takeuchi H., Takahashi K., Matsuoka H. // J. Chem. Eng. Japan. 1974. Vol. 7, N 5. P. 387-388.
7. Medina A. G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, N 9. P. 1105-1112.

Белорусский государственный  
технологический университет,  
г. Минск

Поступила 03.06.1998,  
в окончательной редакции - 13.10.1998.