

8. Ashton N., McDermott C., Medina A.G. // Chem. Eng. Sci. 1980. Vol. 35, № 10. – P. 2236.
9. Krishna R. // Chem. Eng. Sci. 1980. Vol. 35, № 11, – P. 2371.
10. Ho G.E., Prince G.H. // Trans. Inst. Chem. Eng. 1970. Vol. 48, № 1. – P. 101.
11. Hausen H. // Chem. Ing. Tech. 1953. J. 25, № 10. – P. 595-597.
12. Трейбал Р. Жидкостная экстракция. -М.: Химия. 1966. – С. 446-451.
13. Савельев Н.И., Николаев Н.А. // Теор. основы хим. технол. 1989. Т. 13, № 4. – С. 435-444.
14. Савельев Н.И., Николаев Н.А. // Изв. вузов. Химия и хим. технол. 1985. Т. 28, № 9. – С. 95-98.

УДК 66.048.375

В.Н.Павлечко, доцент

### РАЗРАБОТКА МОДЕЛЕЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ТАРЕЛОК ПРИ ПРОТИВОТОЧНОМ ДВИЖЕНИИ ФАЗ

The analysis of mass exchange on a distillation plate for a opposite direction movement of phases is carried out. The case of equilibrium of vapour and liquid phases on an ideal plate is considered. The ratio of efficiencies for different types of interrelation for ideal and real plates are obtained.

При оценке работы ректификационных колонн наибольшее распространение получили модели эффективности тарелок, предложенные Мерффри [1] и Хаузеном [2]. Основной недостаток этих моделей заключается в том, что при их использовании могут быть получены значения эффективности, большие единицы. Это указывает на то, что тарелка в действительных условиях работает в ряде случаев эффективнее, чем в идеальных условиях, при бесконечно большой поверхности массообмена. Следовательно, модели Мерффри и Хаузена не могут быть использованы для характеристики всего многообразия аппаратного оформления процессов ректификации, т.к. их применение ограничивается теми условиями, которые оговорены при формировании этих моделей.

Общим для моделей Мерффри и Хаузена является равновесие пара и жидкости, покидающих идеальную тарелку, вследствие чего эти модели применимы в случае идеального перемешивания жидкости на тарелке или в случае идеального вытеснения жидкости, но при прямоточном движении фаз.

При идеальном вытеснении и противоточном движении фаз покидающий тарелку пар находится в равновесии с поступающей сверху жидкостью (рис. 1). С уходящей жидкостью в равновесии находится пар, по-

ступивший на тарелку и вошедший в контакт с первым снизу слоем жидкости. Приближением этой модели к реальности могут рассматриваться насадочные ректификационные колонны. Модели Мерффи и Хаузена эти особенности противоточного движения фаз не учитывают.

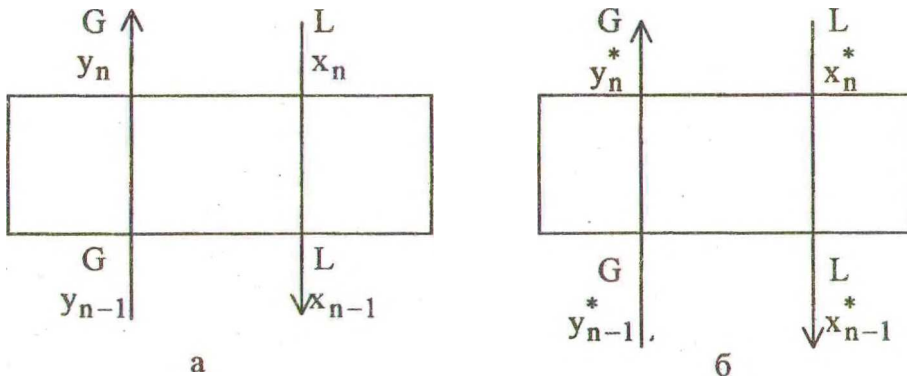


Рис. 1. Схема противоточного движения паровой и жидкой фаз на реальной (а) и идеальной (б) ректификационной тарелках

Изменение концентрации легколетучего компонента в паре и жидкости в процессе их взаимодействия на ректификационной тарелке при их противоточном движении приведено на рис. 2. Здесь выделено четыре возможных варианта осуществления процесса. Для первой схемы (рис. 2а) характерно соблюдение условий связи [1, 3] идеальной и реальной тарелок, свойственных модели Мерффи при анализе эффективности по пару. Уравнения материальных балансов реальной и идеальной тарелок имеют вид

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

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

Эффективность тарелки для варианта (а) в паровой фазе и жидкости может быть представлена в виде:

$$E_{1V} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_1 - y_{n-1}}; \quad (3)$$

$$E_{1L} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}}. \quad (4)$$

Условие равновесия пара и жидкости при противоточном движении компонентов на идеальной тарелке имеет вид

$$(y_n^*)_1 = m(x_n^*)_1. \quad (5)$$

Решением зависимостей (1), (2), (3), (4) и (5) получим выражение

$$x_n - \frac{y_n}{m} = (1 - E_{1V})(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}) = (1 - E_{1L})(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}), \quad (6)$$

из которого следует, что эффективности по пару и жидкости для рассматриваемого варианта равны, т.е.

$$E_1 = E_{1V} = E_{1L} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_1 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}}, \quad (7)$$

что отличается от модели Мерффи, у которой они могут иметь различные значения.

В схеме, приведенной на рис. 2б, для идеальной и реальной тарелок приняты равными концентрации легколетучего компонента в поступающих жидкостях и выходящих потоках пара, что имеет место в модели Мерффи при анализе эффективности по жидкости. Для идеальной тарелки выходящий пар находится в равновесии с поступающей жидкостью:

$$y = mx_n. \quad (8)$$

Для варианта (б) уравнение материального баланса по легколетучему компоненту в реальных условиях имеет вид (1), а в идеальных условиях -

$$L[x_n - (x_{n-1})_2] = V[y_n - (y_{n-1})_2^*]. \quad (9)$$

Эффективность тарелки в паровой и жидкой фазах можно представить соответственно

$$E_{2V} = \frac{y_n - y_n}{y_n - (y_{n-1})_2^*}; \quad (10)$$

$$E_{2L} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_2^*}. \quad (11)$$

При совместном решении выражений (1), (8) - (11) получаются одни и те же выражения, что подтверждает равенство эффективностей по пару и жидкости, т.е.

$$E_2 = E_{2V} = E_{2L} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_2^*} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_2^*}, \quad (12)$$

что также отличается от модели Мерффи.

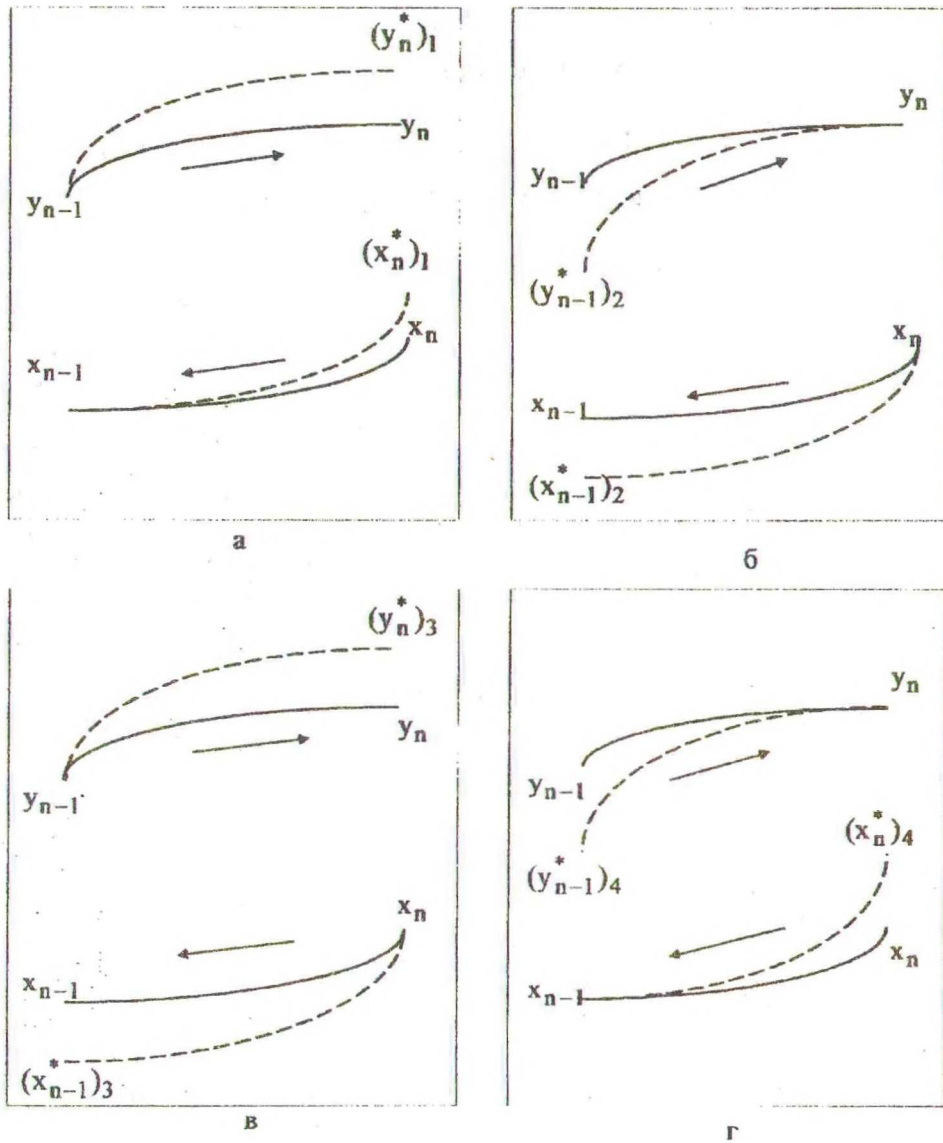


Рис. 2. Схема изменения концентраций при противоточном движении фаз для реальной (сплошные линии) и идеальной (штриховые линии) тарелок

Для третьего варианта массообмена (рис. 2в) одинаковые составы для идеальной и реальной тарелок имеют поступающие потоки пара и жидкости. В этих условиях уравнение материального баланса для реальной тарелки имеет вид (1), для идеальной тарелки –

$$L[x_n - (x_{n-1})_3] = V[(y_n^*)_3 - y_{n-1}], \quad (13)$$

выражения эффективности тарелок в паре и жидкости –

$$E_{3V} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_3 - y_{n-1}}; \quad (14)$$

$$E_{3L} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_3^*}. \quad (15)$$

В рассматриваемом варианте в связи с противоточным движением фаз покидающий идеальную тарелку пар находится в равновесии с жидкостью, поступающей на тарелку:

$$(y_n^*)_3 = mx_n. \quad (16)$$

Совместное решение зависимостей (1), (13) - (16) позволяет получить выражение

$$x_n - \frac{y_n}{m} = \frac{1 - E_{3V}}{1 - \frac{mV}{L} E_{3V}} (x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}) = \frac{1 - E_{3L}}{1 - \frac{mV}{L} E_{3L}} (x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}), \quad (17)$$

из которого следует, что и для этой схемы эффективности по пару и жидкости равны,

$$E_3 = E_{3V} = E_{3L} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_3 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_3^*}, \quad (18)$$

что также имеет место и в модели Хаузена при прямоточном движении фаз.

Особенностью схемы, изображенной на рис. 2г, является равенство составов выходящих потоков пара и жидкости для реальной и идеальной тарелок. Эффективности тарелок в паровой фазе и жидкости в этом случае можно представить следующими выражениями:

$$E_{4V} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_4^*}; \quad (19)$$

$$E_{4L} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_4 - x_{n-1}}. \quad (20)$$

Уравнение материального баланса по легколетучему компоненту (1) для реальной тарелки справедливо и для этого варианта, а для идеальной тарелки принимает вид

$$L[(x_n^*)_4 - x_{n-1}] = V[y_n - (y_{n-1})_4]. \quad (21)$$

Как и в предыдущих случаях, покидающий идеальную тарелку пар находится в равновесии с поступающей на нее жидкостью, что для рассматриваемого варианта конкретизируется выражением

$$y_n = m(x_n^*)_4. \quad (22)$$

В результате совместного решения зависимостей (1), (19) - (22) может быть получено выражение

$$x_n - \frac{y_n}{m} = \frac{1-E_{4V}}{1-\frac{L}{mV}E_{4V}}(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}) = \frac{1-E_{4L}}{1-\frac{L}{mV}E_{4L}}(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}), \quad (23)$$

которое указывает на равенство эффективностей в паровой фазе и жидкости и для рассматриваемого варианта, т.е.

$$E_4 = E_{4V} = E_{4L} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_4} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_4 - x_{n-1}}. \quad (24)$$

Анализ схем, приведенных на рис. 2, показывает, что для практических целей, вероятно, пригодны только схемы (а) и (в). Варианты (б) и (г) представляют определенный интерес только в теоретическом плане. Для варианта (б) характерно равновесие уходящего пара и поступающей жидкости как для идеальной, так и для реальной тарелок. Оно не вызывает сомнения для идеальной тарелки, имеющей бесконечно большую поверхность массообмена, но маловероятно для реальной тарелки, у которой массообменная поверхность ограничена. Схема (г) отличается тем, что отношение состава уходящего пара к составу поступающей жидкости по легколетучему компоненту для идеальной тарелки меньше, чем для реальной тарелки, несмотря на равновесие фаз для первой из них. Это также представляется маловероятным.

Полученные выражения (6), (17) и (23) с учетом (7), (18) и (24) могут быть использованы для получения зависимостей для вычисления числа тарелок ректификационной колонны при условии сохранения линейности равновесной и рабочей прямых в пределах изменения концентраций в рассчитываемой части колонны. Кроме того, поскольку левые части этих выражений показывают одинаковый технологический результат, то поочередное приравнивание их правых частей позволяет получить зависимости между эффективностями рассмотренных вариантов:

$$E_1 = \frac{\frac{mV}{L} - 1}{\frac{mV}{L} - \frac{1}{E_3}}; \quad (25)$$

$$E_1 = \frac{1 - \frac{L}{mV}}{\frac{1}{E_4} - \frac{L}{mV}}; \quad (26)$$

$$E_4 = \frac{\frac{mV}{L}}{1 + \frac{mV}{L} - \frac{1}{E_3}}. \quad (27)$$

В моделях Мерфри и Хаузена концентрация выходящего из идеальной тарелки легколетучего компонента в паровой фазе ограничена и определяется нижней величиной изменения концентраций на тарелке. Этим, вероятно, обусловлены низкие концентрации легколетучего компонента в паре и, как следствие, большее содержание компонента в паре после действительной тарелки, что возможно при эффективности, большей единицы. В предложенных вариантах массообмена пределы изменения концентрации легколетучего компонента в паровой фазе возрастают, поскольку определяются составом поступающей на идеальную тарелку жидкости. С учетом этого обстоятельства границы использования предложенных вариантов предполагаются более широкими по сравнению с моделями, предложенными Мерфри и Хаузеном.

#### Обозначения

$E$  - эффективность тарелки;  $L$  - молярный поток жидкости;  $K$  - коэффициент равновесия;  $V$  - молярный поток пара;  $x$  - концентрация легколетучего компонента в жидкости;  $y$  - концентрация легколетучего компонента в паре. Индексы:  $H$  - модель Хаузена;  $L$  - жидкая фаза;  $M$  - модель Мерфри;  $n$  - номер рассматриваемой тарелки;  $n-1$  - номер предыдущей тарелки по ходу движения пара;  $V$  - паровая фаза;  $*$  - идеальная тарелка; 1-4 - номера рассматриваемых вариантов изменения концентраций.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Murphree E.V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, № 7. – P. 747.
2. Hausen H. // Chem. Ing. Techn. 1953. J. 25, № 10. – P. 595 - 597.
3. Medina A.G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, № 9. – P. 1105 - 1112.