

УДК 66.048.375

В.Н.Павлечко, доцент

### ИССЛЕДОВАНИЕ НЕКОТОРЫХ МОДЕЛЕЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ТАРЕЛОК ПРИ ПРЯМОТОЧНОМ ДВИЖЕНИИ ФАЗ

The analysis of mass exchange on a plate in distillation column in a case of phase straight-through movement with use of Murphry and Hausen models is presented. It is proved that vapour and liquid efficiencies in Murphry model will be equal if their expressions are modified. Their equality in Hausen model proves to be true.

Создание и оценка ректификационных колонн обычно основываются на значениях эффективности тарелок. В литературе предложены различные модели эффективности, наибольшее распространение среди которых получила модель, предложенная Мерффри [1]. Достоинства этой модели обсуждены среди прочих в [2 - 8], ограничения - в [6]. В [10] показано, что ограничения модели Мерффри отсутствуют в модели, предложенной Хаузеном [11]. Однако основным недостатком этих моделей заключается в том, что при их использовании могут быть получены значения эффективности, большие единицы.

Эффективность тарелок по Мерффри для бинарных смесей могут быть представлены в виде:

по паровой фазе

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_M - y_{n-1}}, \quad (1)$$

где  $(y_n^*)_M$  - мольная доля легколетучего компонента в паре, находящемся в равновесии с жидкостью, покидающей реальную тарелку, т.е.

$$(y_n^*)_M = mx_{n-1}, \quad (2)$$

по жидкой фазе

$$E_{ML} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1}^*)_M}, \quad (3)$$

где  $(x_{n-1}^*)_M$  - мольная доля легколетучего компонента в жидкости, находящейся в равновесии с паром, покидающим реальную тарелку, или

$$y_n = m(x_{n-1}^*)_M. \quad (4)$$

В модели Мерффри [1] идеальная и реальная (действительная) тарелки связаны следующими условиями:

– при анализе эффективности в паровой фазе выходящие потоки жидкости и поступающие потоки пара обеих тарелок равны по составу и количеству;

– при анализе эффективности в жидкости выходящие потоки пара и поступающие потоки жидкости на обеих тарелках равны по составу и количеству.

В соответствии с этими условиями уравнения материальных балансов по легколетучему компоненту для реальной и идеальной тарелок выглядят следующим образом:

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

$$L[(x_n^*)_M - x_{n-1}] = V[(y_n^*)_M - y_{n-1}]. \quad (6)$$

Сравнение выражения (3) и уравнения (6) показывает, что они плохо согласуются друг с другом, поскольку в первом в равновесии с покидающей тарелку паром находится жидкость, покидающая идеальную тарелку, во втором - жидкость, покидающая реальную тарелку.

Эффективности в паровой и жидкой фазах по Мерффри имеют различные значения и при наличии равновесного отношения составов на одной ступени связаны соотношением [5]

$$\left(\frac{1}{E_{ML}} - 1\right) = \left(\frac{1}{E_{MV}} - 1\right) \frac{L}{mV}. \quad (7)$$

Хаузен [11] представил эффективность тарелки в паровой и жидкой фазах соответственно:

$$E_{HV} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n)_H - y_{n-1}}; \quad (8)$$

$$E_{HL} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_H}, \quad (9)$$

где  $(y_n)_H$  и  $(x_{n-1})_H$  - мольные доли легколетучего компонента соответственно в паре и жидкости, связанные соотношением

$$(y_n)_H = m(x_{n-1})_H. \quad (10)$$

Эффективности в паровой и жидкой фазах по Хаузону равны.

Идеальная и реальная тарелки связаны в модели Хаузена следующими условиями [5]:

- количество, состав и температура поступающих на обе тарелки жидкости и пара равны;

- теплообмен между тарелками и окружающей средой в обоих случаях одинаков;

- молярные потоки обеих фаз постоянны.

Уравнение материального баланса по легколетучему компоненту для реальной тарелки, составленное по Хаузену, аналогично (5), а для идеальной тарелки имеет вид

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

Соотношение между определениями эффективностей Мерфри и Хаузена приведены в [12] при условии линейной зависимости между равновесной и рабочей прямыми:

$$E_{MV} = \frac{E_H}{\frac{mV}{L} + 1 - E_H \frac{mV}{L}}. \quad (12)$$

Эффективности в паровой и жидкой фазах по Мерфри и эффективность по Хаузену связаны соотношением [13, 14]

$$\frac{1 + \frac{mV}{L}}{E_H} = \frac{1}{E_{MV}} + \frac{mV}{L} = \frac{mV}{L} + 1. \quad (13)$$

В соответствии с (2), (4) и (10) покидающие идеальную тарелку пар и жидкость равновесны. Указанное условие выполняется не только при полном перемешивании жидкости на тарелке, но и при идеальном ее вытеснении в случае прямоточного движения фаз (рис. 1).

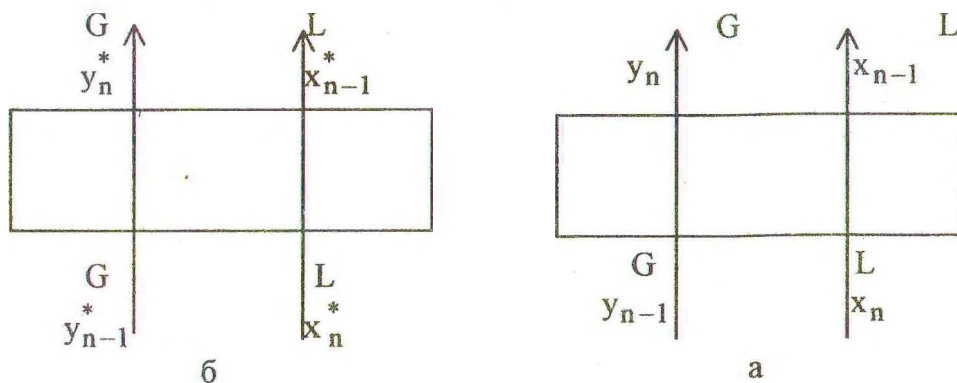


Рис. 1. Схема прямоточных потоков паровой и жидкой фаз

На это указывает и Хаузен [11], проводя сравнение изменения концентраций на ректификационной тарелке с прямоточным теплообменом.

Как показывает анализ, при проточном массообмене возможны четыре варианта изменения концентраций на ректификационной тарелке (рис. 2). На рис. 2а изображено изменение концентраций легколетучего компонента в паровой фазе и жидкости при прохождении ими реальной и идеальной тарелок, соответствующее условиям модели Мерффри. Для этой схемы справедливы вышеприведенные зависимости (1), (2), (5) и (6), характеризующие паровую фазу. Эффективность по жидкости для этой схемы может быть представлена в виде

$$E_{1L} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}} \quad (14)$$

При совместном решении выражений (1), (2), (5) и (6) с одной стороны и (2), (5), (6) и (14) – с другой получаются идентичные зависимости, указывающие, что эффективности в паровой (1) и жидкой фазах (14) равны, т.е.

$$E_{MV} = E_{1V} = E_{1L} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_1 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}} \quad (15)$$

Приведенное на рис. 2б изменение концентраций легколетучего компонента характеризуется тем, что составы поступающих потоков жидкости и выходящих потоков пара для идеальной и реальной тарелок равны. Для этой схемы массообмена эффективности тарелки по паровой фазе и по жидкости могут быть представлены соответственно в виде

$$E_{2V} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_2^*}; \quad (16)$$

$$E_{2L} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_2^*}; \quad (17)$$

уравнение материального баланса идеальной тарелки по легколетучему компоненту и условие равновесия выходящих потоков –

$$L[x_n - (x_{n-1})_2^*] = V[y_n - (y_{n-1})_2^*]; \quad (18)$$

$$y_n = m(x_{n-1})_2^*. \quad (19)$$

При совместном решении выражений (5), (16), (18) и (19), а также (5), (17), (18) и (19) получаются одни и те же выражения, в частности, зависимость, аналогичная (7), что подтверждает равенство эффективностей

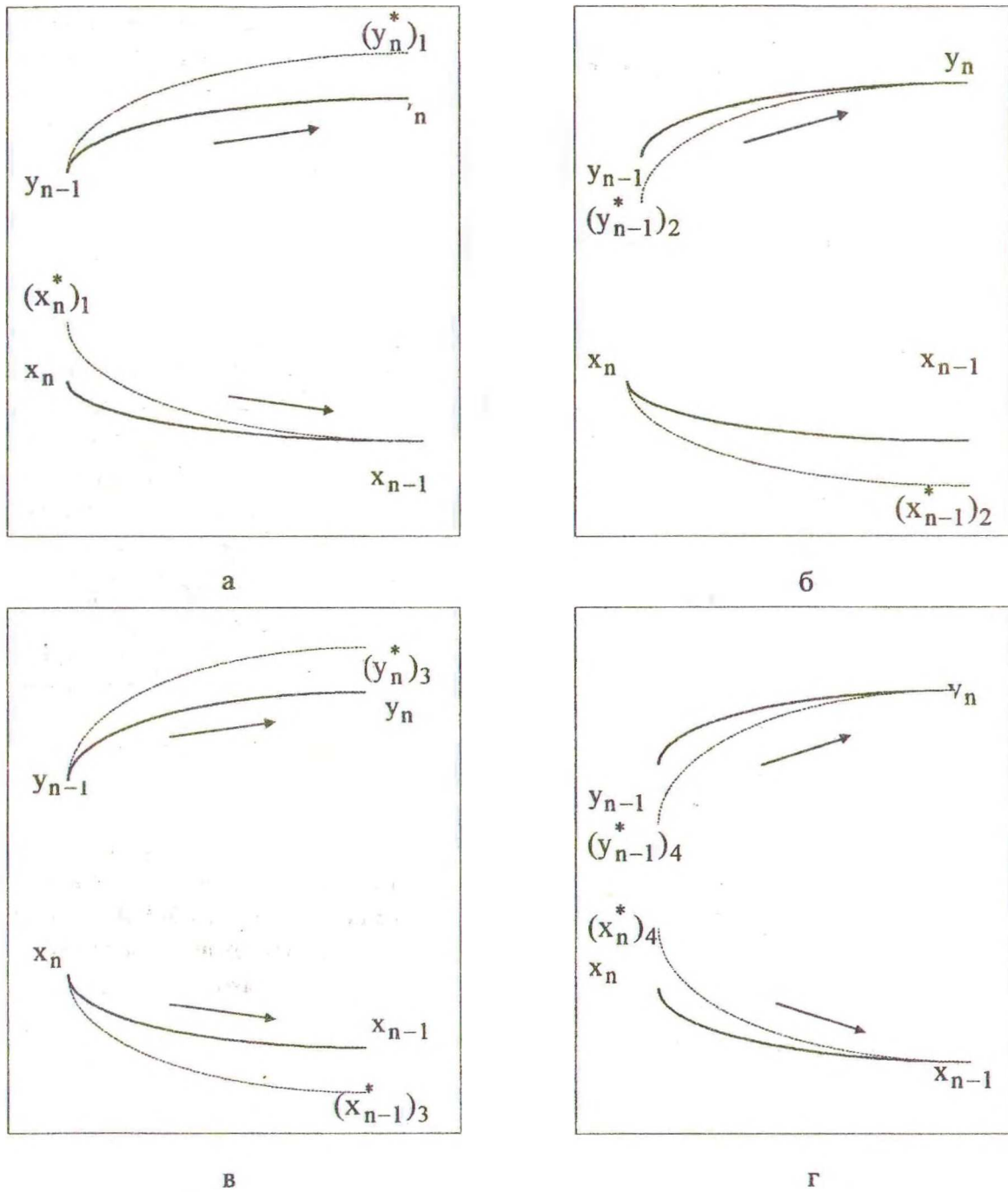


Рис. 2. Схема изменения концентраций при прямоточном движении фаз для реальной (сплошные линии) и идеальной (штриховые линии) тарелок

по пару (16) и жидкости (17). Кроме того, сравнение выражений эффективности по жидкости в модели Мерффри (3) и в рассматриваемом варианте (17) показывает их идентичность. Таким образом, схема массообмена, изображенная на рис. 2б, может рассматриваться как второе отображение модели Мерффри с той лишь разницей, что в ней эффективности в паровой и жидкой фазах совпадают и равны эффективности по жидкости в модели Мерффри:

$$E_{ML} = E_{2V} = E_{2L} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_2} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_2} \quad (20)$$

Особенностью схемы массопередачи, приведенной на рис. 2в, является равенство составов и пара, и жидкости, поступающих на идеальную и реальную тарелки. Эта схема полностью отражает массообмен в модели Хаузена, поскольку эффективности по пару и жидкости, условие равновесия выходящих потоков и уравнение материального баланса по легколетучему компоненту для идеальной тарелки, как это следует из ее схемы, аналогичны зависимостям (8), (9), (10) и (11) соответственно, полученным при анализе указанной модели. При совместном решении этих зависимостей и уравнения (5) могут быть получены идентичные зависимости, на основании которых можно сделать вывод о равенстве эффективностей в паровой и жидкой фазах:

$$E_{HV} = E_{HL} = E_{3V} = E_{3L} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n)_3 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_3} \quad (21)$$

В отличие от предыдущего, изображенному на рис. 2г варианту свойственно равенство составов и пара, и жидкости, покидающих идеальную и реальную тарелки. Эффективности тарелки для этой схемы массообмена могут быть представлены по пару и жидкости соответственно:

$$E_{4V} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_4}; \quad (22)$$

$$E_{4L} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n)_4 - x_{n-1}}. \quad (23)$$

Как следует из схемы, условие равновесия выходящих потоков и уравнение материального баланса идеальной тарелки по легколетучему компоненту имеет соответственно вид:

$$y = mx_{n-1}; \quad (24)$$

$$L[(x_n)_4 - x_{n-1}] = V[y_n - (y_{n-1})_4]. \quad (25)$$

Как и в предыдущих вариантах, при получении одних и тех же зависимостей в результате совместного решения зависимостей (5), (22), (23), (24) и (25) можно сделать вывод о том, что эффективности в паровой и жидкой фазах равны:

$$E_{4V} = E_{4L} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_4} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n)_4 - x_{n-1}} \quad (26)$$

Последний вариант может быть интересен только в теоретическом плане, а для практических условий, вероятно, не представляет особого значения, т.к. условие равновесия выходящих потоков, свойственное идеальной тарелке (при бесконечно большой межфазной поверхности), должно выполняться и для реальной тарелки, имеющей ограниченную поверхность соприкосновения фаз, что представляется маловероятным.

Проведенный анализ показывает, что предложенные варианты массообмена и соответствующие зависимости хорошо согласуются с моделями эффективности Мерффри и Хаузена. Причем наибольшее согласование получено с моделью Хаузена. В модели Мерффри предложены два варианта изображения процесса массообмена на тарелке, для каждого из которых эффективности по пару и жидкости равны.

#### Обозначения

$E$  - эффективность тарелки;  $L$  - молярный поток жидкости;  $m$  - 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 Мерффри;  $n$  - номер рассматриваемой тарелки;  $n-1$  - номер предыдущей тарелки по ходу движения пара;  $V$  - паровая фаза;  $*$  - равновесное состояние;  $1-4$  - номера рассматриваемых вариантов изменения концентраций.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Murphree E.V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, № 7. – P. 747.
2. Holland C.D., McMachon K.S. // Chem. Eng. Sci. 1970. Vol. 25, № 3. – P. 431.
3. Standart G.L. // Chem. Eng. Sci. 1971. Vol. 26, № 6. – P. 985-988.
4. Medina A.G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1978. Vol. 33, № 3. – P. 331-339.
5. Medina A.G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, № 9. – P. 1105-1112.
6. Standart G. // Chem. Eng. Sci. 1965. Vol. 20. № 6. – P. 611-622.
7. Holland C.D. // Chem. Eng. Sci. 1980. Vol. 35, № 10. – P. 2235.

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 аппаратурного 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-