

В. Н. Павлечко

### КОМПЛЕКСНАЯ МОДЕЛЬ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ТАРЕЛОК. 4. ПЕРЕКРЕСТНОЕ ДВИЖЕНИЕ ФАЗ

Предложена модель массообмена при перекрестном движении фаз, в которой равны составы потоков на идеальной и реальной тарелках на некотором расстоянии  $h$  для пара и  $h_1$  для жидкости от места их ввода. Состав пара после тарелки равен среднему значению состава пара после начального и конечного участков по ходу движения жидкости, которые для идеальной тарелки равновесны соответственно с поступающей и стекающей жидкостью. Выведены зависимости эффективности в паровой и жидкой фазах от параметров реальной тарелки, которые идентичны и подтверждают равенство этих эффективностей. Проведен анализ частных случаев модели при значениях  $h = h_1$ ,  $h = h_1 = 0.5$  а также их граничных значениях, когда они равны нулю или единице. Получены соответствующие соотношения эффективностей.

Перекрестное движение фаз на ректификационной тарелке широко применяется в промышленности. С одной стороны горизонтально расположенной тарелки поступает поток жидкости, обедняется легколетучим компонентом при движении по ней и удаляется с другой ее стороны (рис. 1). Пар поступает снизу, обогащается легколетучим компонентом при прохождении через слой жидкости на тарелке и отводится от нее, поступая на лежащую выше тарелку. Концентрация легколетучего компонента в паровой фазе, отводимой от начального по ходу движения жидкости участка тарелки, заметно превышает соответствующую величину в паре, отводимом с конечного участка. Пар, выходящий из различных участков тарелки, частично или полностью перемешивается и его состав соответствующим образом усредняется. Учет равновесия пара с жидкостью, поступающей на идеальную тарелку, завышает состав усредненного пара, а с жидкостью, стекающей с тарелки, – занижает его.

В моделях Мерфри [1] и Хаузена [2], получивших наибольшее распространение при анализе эффективности ректификационных колонн, в равновесии находятся пар и жидкость, покидающие идеальную тарелку. Это условие имеет место при прямоточном движении фаз или при полном перемешивании жидкости на тарелке. При анализе опытных данных, полученных на лабораторных или небольших промышленных установках, а также на тарелках с интенсивным перемешиванием жидкости, получена удовлетворительная сходимость этих моделей с расчетными величинами [3–6]. Однако обследование ректификационных колонн большого диаметра, у которых длина пути жидкости на тарелке намного превышает высоту жидкости на ней, показывает значительные расхождения опытных и расчетных данных, особенно при ректификации многокомпонентных смесей [7].

В модели [8–11] 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.

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.

$$y_n^* = \frac{y_{\text{нач}}^* + y_{\text{кон}}^*}{2} = \frac{m(x_{\text{нач}}^* + x_{\text{кон}}^*)}{2}$$

В работах [12, 13] указывалось на определенные недостатки известных моделей, которые обусловлены условиями связи идеальной и реальной тарелок. Аналогичные недостатки имеют место и в случае противоточного движения взаимодействующих фаз, когда действительная тарелка несколько идеализируется и ее эффективность завышается.

По аналогии с прямоточным [12] при перекрестном движении фаз может быть использована следующая модель массообмена (рис. 2). Поступающие и выходящие потоки пара и жидкости на идеальной и реальной тарелках отличаются по составу и уравниваются на некотором расстоянии  $h$  для пара и  $h_1$  для жидкости от места их ввода (точки А и Б на рис. 2 соответственно).

В точке А составы паровой фазы в идеальной и реальной тарелках выразим соответствующими зависимостями

$$y_A^* = y_{n-1}^* + h(y_n^* - y_{n-1}^*), \quad y_A = y_{n-1} + h_1(y_n - y_{n-1}),$$

после приравнивания которых получим

$$hy_n^* + (1-h)y_{n-1}^* = hy_n + (1-h_1)y_{n-1}. \quad (1)$$

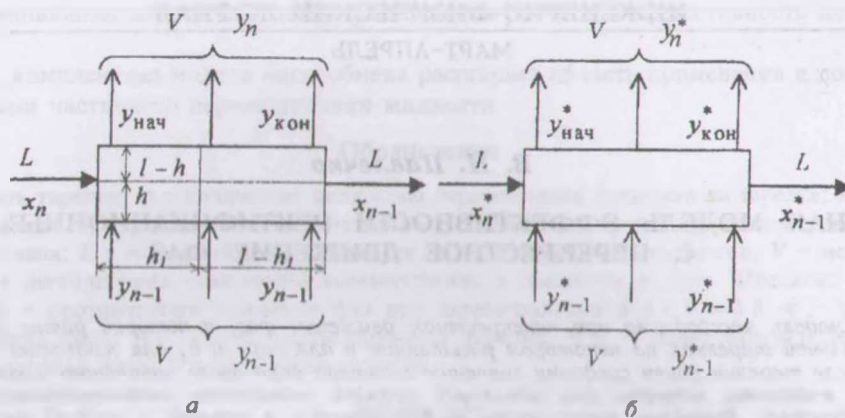


Рис. 1. Схема перекрестного движения фаз на реальной (а) и идеальной (б) тарелках

Для точки Б также можно получить соотношение, аналогичное (1):

$$(1 - h_1) x_n^* + h_1 x_{n-1}^* = (1 - h_1) x_n + h_1 x_{n-1} \quad (2)$$

В общем случае  $h \neq h_1$ , но возможен частный случай, когда составы пара и жидкости выравниваются на одинаковом расстоянии в идеальной и реальной тарелках.

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 [12]. Состав пара, покидающего идеальную тарелку, при перекрестном движении фаз, как отмечалось выше, находится в равновесии с поступающей на нее и уходящей жидкостью

$$y_n^* = m \frac{x_n^* + x_{n-1}^*}{2} \quad (3)$$

Совместное решение (1) и выражения эффективности в паровой фазе [12] приводит к зависимостям

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

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

а (2) и (3) с учетом (5) -

$$x_n^* - x_{n-1}^* = 2 \frac{1 - h_1}{1 - 2h_1} x_n + \frac{2h_1}{1 - 2h_1} x_{n-1} - \frac{2h}{1 - 2h_1} \frac{y_n}{m} - 2 \frac{1 - h}{1 - 2h_1} \frac{y_{n-1}}{m} - 2 \frac{1 - h}{1 - 2h_1} \frac{y_n - y_{n-1}}{m E_v} \quad (6)$$

Подстановкой (4)-(6) в уравнение материального баланса идеальной тарелки с учетом уравнения материального баланса реальной тарелки [12] получим

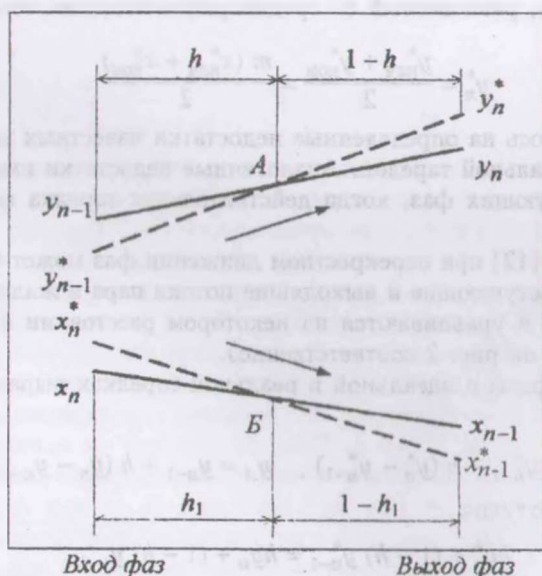


Рис. 2. Изменение концентраций на реальной (сплошные линии) и идеальной (штриховые) тарелках при перекрестном движении фаз

$$x_n - x_{n-1} = \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right) E_v \left/ \left[ L (1 - E_v) \left( \frac{1-h}{mV} + \frac{1-h_1}{L} \right) + \frac{L}{mV} E_v - \frac{1}{2} \right] \right. \quad (7)$$

Аналогичная зависимость может быть найдена при использовании эффективности массообмена в жидкости. Первоначально из (2) и выражения эффективности в жидкости выводим зависимости

$$x_{n-1}^* = (1 - h_1) x_n + h_1 x_{n-1} - (1 - h_1) \frac{x_n - x_{n-1}}{E_{liq}}; \quad (8)$$

$$x_n^* = (1 - h_1) x_n + h_1 x_{n-1} + h_1 \frac{x_n - x_{n-1}}{E_{liq}}, \quad (9)$$

затем из (1) с учетом (3) – разность

$$y_n^* - y_{n-1}^* = \frac{1-h_1}{1-h} m x_n + \frac{h_1}{1-h} m x_{n-1} - \frac{h}{1-h} y_n - y_{n-1} - \frac{\frac{1}{2} - h_1}{1-h} m \frac{x_n - x_{n-1}}{E_{liq}} \quad (10)$$

При подстановке (8)–(10) в уравнение материального баланса идеальной тарелки с учетом уравнения материального баланса действительной тарелки получим

$$x_n - x_{n-1} = \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right) E_{liq} \left/ \left[ L (1 - E_{liq}) \left( \frac{1-h}{mV} + \frac{1-h_1}{L} \right) + \frac{L}{mV} E_{liq} - \frac{1}{2} \right] \right. \quad (11)$$

$$E_v = E_{liq} = E_k \quad (11)$$

В частном случае, когда  $h$  может быть равной  $h_1$ , выражение (7) преобразуется к виду

$$x_n - x_{n-1} = \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right) E_k \left/ \left[ (1 - E_k) (1 - h) \left( \frac{L}{mV} + 1 \right) + \frac{L}{mV} E_k - \frac{1}{2} \right] \right. \quad (12)$$

а при  $h = h_1 = 0.5$

$$x_n - x_{n-1} = \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right) 2E_{k,m} \left/ \left( \frac{L}{mV} + \frac{L}{mV} E_{k,m} - E_{k,m} \right) \right. \quad (13)$$

Граничными случаями обобщенной модели являются условия связи идеальной и реальной тарелок, свойственные моделям Мерффи [1, 4, 5] и Хаузена [2, 4, 5], когда расстояния  $h$  и  $h_1$  становятся равными нулю или единице. Формула (7) в этом случае принимает соответствующий вид:

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

$$x_n - x_{n-1} = \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right) E_{k1} \left/ \left( \frac{L}{mV} - \frac{1}{2} \right) \right. \quad (14)$$

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

$$x_n - x_{n-1} = \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right) E_{k2} \left/ \left( \frac{L}{mV} E_{k2} - E_{k2} + \frac{1}{2} \right) \right. \quad (15)$$

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

$$x_n - x_{n-1} = \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right) E_{k3} \left/ \left( \frac{L}{mV} - E_{k3} + \frac{1}{2} \right) \right. \quad (16)$$

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

$$x_n - x_{n-1} = \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right) E_{k4} \left/ \left( \frac{L}{mV} E_{k4} - \frac{1}{2} \right) \right. \quad (17)$$

Левые части в формулах (13)–(17) равны. Приравнявая их правые части, получим

$$\frac{\frac{L}{mV} + \frac{L}{2mV} - \frac{1}{2}}{2E_{k,m}} = \frac{\frac{L}{mV} - \frac{1}{2}}{E_{k1}} = \frac{L}{mV} - 1 + \frac{1}{2E_{k2}} = \frac{\frac{L}{mV} + \frac{1}{2}}{E_{k3}} - 1 = \frac{L}{mV} - \frac{1}{2E_{k4}} \quad (18)$$

Эффективность реальной тарелки при известных экспериментальных данных может быть рассчитана по формулам, выведенным из (7) и (13) соответственно:

$$E_k = \left[ (1-h) \frac{L}{mV} - h_1 + \frac{1}{2} \right] \left/ \left( \frac{x_n - \frac{y_{n-1}}{m}}{x_n - x_{n-1}} - h \frac{L}{mV} - h_1 \right) \right. \quad (19)$$

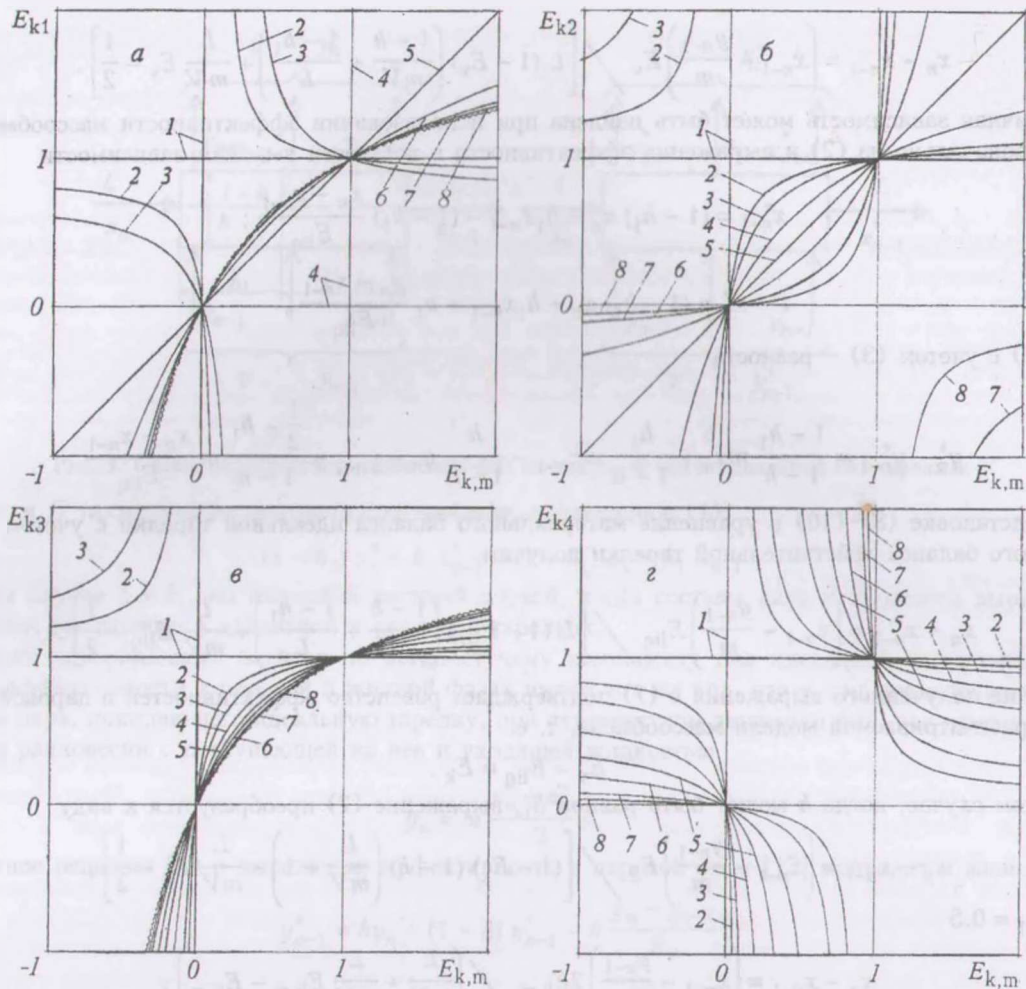


Рис. 3. Зависимость  $E_{k1}$  (а),  $E_{k2}$  (б),  $E_{k3}$  (в) и  $E_{k4}$  (г) от  $E_{k,m}$  при различных значениях  $L/mV$ : а, б - 1 - 0; 2 - 0.2; 3 - 0.2; 4 - 0.5; 5 - 1.0; 6 - 2.0; 7 - 5.0; 8 - 10; в, г - 1 - 0; 2 - 0.1; 3 - 0.2; 4 - 0.5; 5 - 1.0; 6 - 2.0; 7 - 5.0; 8 - 10

$$E_{k,m} = \frac{L}{mV} \left/ \left( \frac{x_n + x_{n-1} - 2 \frac{y_{n-1}}{m}}{x_n - x_{n-1}} - \frac{L}{mV} \right) \right. \quad (20)$$

На рис. 3 графически изображены соотношения пар эффективностей действительных тарелок. Эффективности  $E_{k1}$ , отражающая условия связи идеальной и реальной тарелок в модели Мерффи при анализе эффективности в паровой фазе, и  $E_{k,m}$  имеют реальные значения в диапазоне  $0.5 < L/mV < 10$  (рис. 3, а). Причем  $E_{k1}$  больше  $E_{k,m}$  при  $L/mV < 1$ , равна при  $L/mV = 1$  и меньше при  $L/mV > 1$ . При необходимости снижения эффективности в расчетных процедурах предпочтительнее использовать  $E_{k,m}$ . Для значений  $L/mV < 0.5$  взаимосвязь указанных эффективностей возможна только при значениях одной из них в нереальном диапазоне, когда они либо меньше нуля, либо больше единицы. Следовательно, эта область практического интереса не представляет.

При изменении  $L/mV$  зависимость эффективности  $E_{k2}$ , отражающей условия связи идеальной и реальной тарелок в модели Мерффи при анализе эффективности в жидкости, от  $E_{k,m}$  возможна в более широком диапазоне  $L/mV$  (рис. 3, б). Причем эффективность  $E_{k2}$  больше  $E_{k,m}$  при  $L/mV < 1$  и меньше при  $L/mV > 1$ . Поэтому при необходимости снижения эффективности в расчетах целесообразно использовать  $E_{k,m}$  в первом случае и  $E_{k2}$  во втором.

Изменение  $L/mV$  меньше влияет на зависимость эффективности  $E_{k3}$ , учитывающей условия связи идеальной и реальной тарелок в модели Хаузена, от  $E_{k,m}$  (рис. 3, в). Как и в предыдущем случае, действительным значениям одной из эффективностей соответствуют реальные величины другой. Причем при любых значениях  $L/mV$  эффективность  $E_{k3}$  всегда больше  $E_{k,m}$ . В связи с этим целесообразно использование  $E_{k,m}$ , которая присуща комплексной модели массообмена, при необходимости снижения расчетной величины эффективности.

Как видно из рис. 3, г, для расстояний  $h$  и  $h_1$ , равных единице, реальным  $E_{k4}$  соответствуют нереальные  $E_{k,m}$  и наоборот при любых значениях  $L/mV$ . Поэтому использование  $E_{k4}$  и включающих ее формул в расчетах действительных параметров тарелки не представляется возможным.

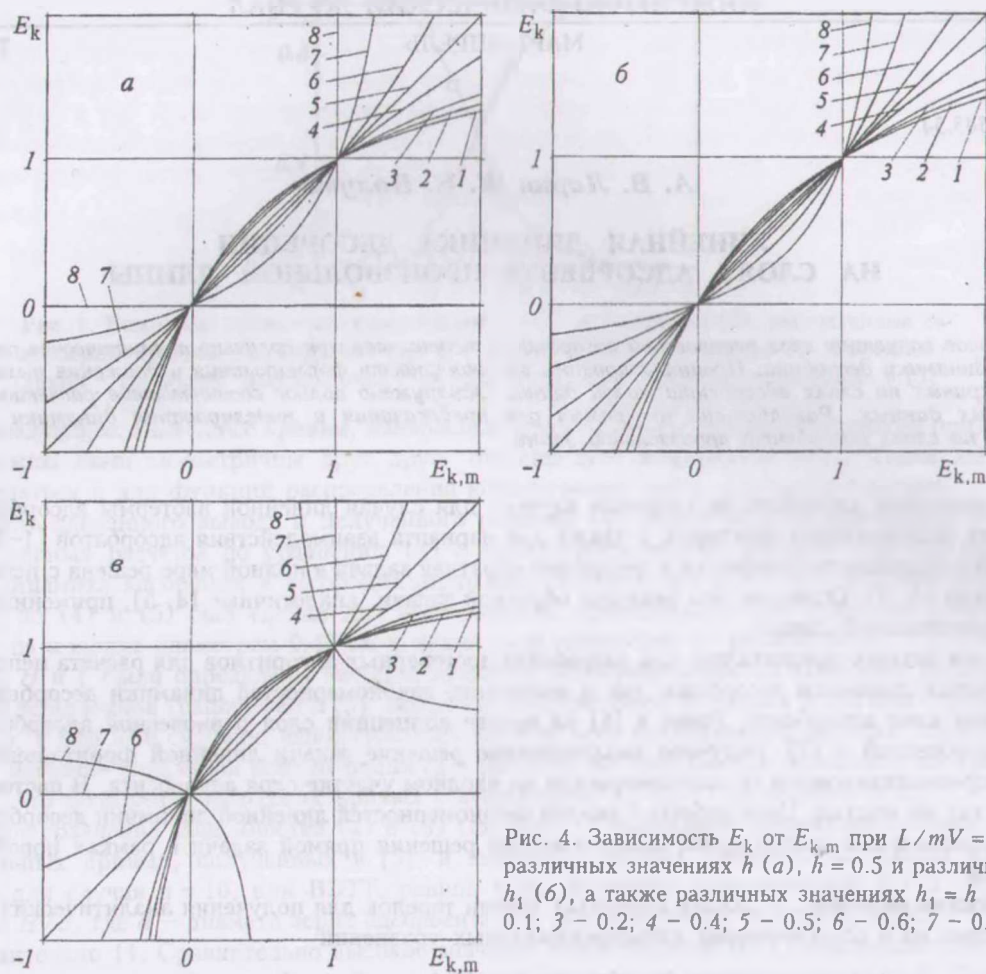


Рис. 4. Зависимость  $E_k$  от  $E_{k,m}$  при  $L/mV = 1.5$ ,  $h_1 = 0.5$  и различных значениях  $h$  (а),  $h = 0.5$  и различных значениях  $h_1$  (б), а также различных значениях  $h_1 = h$  (в): 1 - 0; 2 - 0.1; 3 - 0.2; 4 - 0.4; 5 - 0.5; 6 - 0.6; 7 - 0.8; 8 - 1.0

Зависимость эффективностей от  $h$  и  $h_1$  при  $L/mV = 1.5$  представлена на рис. 4. При фиксированном значении одного из этих расстояний, равном половине полной величины, снижение другого увеличивает эффективность (рис. 4, а, б). Для  $h_1 = 0.5$  и  $h = 1$  (рис. 4, а) эффективность  $E_k$  равна либо нулю, либо единице. Поэтому использование расчетных зависимостей с указанными значениями расстояний теряет смысл. Одновременное изменение  $h$  и  $h_1$  (рис. 4, в) имеет тот же характер, что и при изменении одного из них - увеличение расстояний снижает эффективность. Причем реальные величины  $E_k$  и включающие ее формулы возможны при  $h = h_1 < 0.8$ . Это обстоятельство объясняет отсутствие реальных величин эффективностей, представленных на рис. 3, г, для которого  $h = h_1 = 1$ .

#### Обозначения

$E$  - эффективность тарелки;  $h, h_1$  - расстояние от места ввода соответственно пара и жидкости 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:  $k$  - перекрестное движение фаз;  $k, m$  - перекрестное движение фаз при значениях  $h$  и  $h_1$ , равных половине их полного значения;  $кон$  - конечный участок;  $liq$  - жидкая фаза;  $нач$  - начальный участок;  $n$  - номер рассматриваемой тарелки;  $n-1$  - номер предыдущей тарелки по ходу движения пара;  $v$  - паровая фаза; \* - идеальные условия.

#### 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. English G. E., Winkle M. Van. // Chem Eng. 1963. Vol. 70, N 23. P. 241-244.
4. Medina A. G., Ashfor N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, N 9. P. 1105-1112.
5. Savcovic-Stevanovic J. // Separ. Sci. and Technol. 1984. Vol. 19, N 4-5. P. 283-285.
6. Funada I., Asahara K., Hirose J., Tachibana H. // Kogaku kogaku rombunshu. 1987. Vol. 13, N 5. P. 533-541.
7. Марушкин Б. К., Теляшев Г. Г. // Технология нефти и газа. Вопросы фракционирования. Вып. 3. Уфа. 1975. С. 35-86.
8. Onda K., Kobayashi O. // Kogaku Kogaku. 1964. Vol. 28, N 10. P. 823-828.
9. Onda K., Sada E., Takahashi K., Mukhtar S. A. // A.I.Ch.E. Journal, 1971. Vol. 17, N 5. P. 1141-1152.
10. Onda K., Takeuchi H., Takahashi K. // J. Chem. Eng. Japan. 1972. Vol. 5, N 1. P. 13 - 19.
11. Onda K., Takeuchi H., Takahashi K., Matsuoka H. // J. Chem. Eng. Japan. 1974. Vol. 7, N 5. P. 387-388.
12. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2001. Т. 74. № 1. С. 50-56.
13. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2001. Т. 74. № 1. С. 57-61.