

**СРАВНЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ МАССООБМЕНА НЕКОТОРЫХ МОДЕЛЕЙ  
ПРИ ПРОТИВОТОЧНОМ ДВИЖЕНИИ ФАЗ**

The countercurrent efficiencies for different variants of mass-exchange using conditions of relationship between the ideal and real plates from the known Murphree and Hausen models as well as from the complex model have been compared. The relationships between the ratio of vapor flow to liquid flow and the phase equilibrium coefficient  $m$  at which the mass-exchange efficiency in the considered variants is equal to that in the complex model have been derived. The ranges of variation of the parameters where the efficiencies of the mass-exchange variants are close to those in the complex model have been determined. The efficiencies have been analyzed at various ratios of vapor molar flow to liquid molar flow and various values of the phase equilibrium coefficient. It is recommended to use the Murphree-type conditions of relationship between the real and ideal plates, if the coefficient is close to unity, the Hausen-type conditions of relationship between the real and ideal plates, if it is far from unity ( $m \gg 1$ ), and the generalizing complex model at any value of the coefficient.

**Введение.** При анализе работы массообменных процессов используют модели Мерффри и Хаузена [1, 2], первая из которых получила наибольшее распространение. Эти модели различаются условиями связи идеальной и реальной тарелок. В модели Мерффри при анализе эффективности в паровой фазе совпадают составы поступающего на идеальную и реальную тарелки пара и выходящей из них жидкости, а при анализе эффективности в жидкости равны концентрации компонентов в выходящем паре и поступающей жидкости. В модели Хаузена одинаковы составы пара и жидкости, поступающих на обе тарелки.

Графическая иллюстрация условий связи в упомянутых моделях приведена на рис. 1, а–в, на котором изменение концентраций взаимодействующих фаз изображено сплошными линиями для реальной тарелки и штриховыми – для идеальной.

Помимо указанных допущений в известных моделях постоянны молярные потоки обеих фаз и осуществляется полное перемешивание жидкости на ступени контакта, что обуславливает следующее условие: покидающие идеальную тарелку пар и жидкость находятся в состоянии равновесия.

Модели Мерффри и Хаузена наглядны и легко интерпретируются графически. Однако известные модели критикуются различными исследователями за возможность получения при их применении значений эффективностей больше единицы или меньше нуля. Модель Мерффри неоднозначна, т. к. допускает различные величины эффективностей по паровой и жидкой фазам. Кроме того, на практике чаще

всего наблюдается частичное перемешивание жидкости на ступени контакта.

**Основная часть.** В работе [3] показано, что недостатки известных моделей обусловлены в числе прочих допущениями, заложенными при их формировании: условиями связи идеальной и реальной тарелок и условиями равновесия пара, покидающего идеальную тарелку. В частности, допущение равенства составов пара на выходе из идеальной и реальной тарелок в модели Мерффри при анализе эффективности в жидкости ( $(y_n^*)_2 = y_n$ ) завышает показатели реальной тарелки, занижает параметры идеальной и в целом искажает представление об их работе. Допущение о равновесии пара, покидающего идеальную тарелку, и жидкости, поступающей на реальную тарелку ( $(y_n^*)_2 = mx_n$ ), в той же модели занижает состав паровой фазы после первой и завышает концентрацию жидкости после второй тарелки. Такие же искажения отмечены и для других потоков и моделей.

Как следует из работы [4], модель Мерффри фактически представлена двумя вариантами, которые отличаются друг от друга так же, как каждый из них отличается от модели Хаузена, т. е. условиями связи идеальной и реальной тарелок. Эффективность по пару и жидкости в первом варианте, когда условия связи указанных тарелок соответствуют модели Мерффри при анализе эффективности в паровой фазе, одна и та же и определяется выражением

$$E_{g1} = \frac{y_n - y_{n-1} - m(x_n - x_{n-1})}{mx_{n-1} - y_{n-1}}, \quad (1)$$

а во втором варианте, когда условия связи тарелок соответствуют модели Мерффри при анализе эффективности в жидкости, не определяется, что указывает на невозможность его использования. Эффективность третьего варианта, при котором условия связи указанных тарелок соответствуют модели Хаузена, равна

$$E_{g3} = \frac{y_n - y_{n-1}}{mx_n - y_n}. \quad (2)$$

Анализ недостатков известных моделей привел к разработке комплексной модели, в которой составы взаимодействующих фаз выравниваются не в начале или конце идеальной и реальной тарелок, а на некотором расстоянии  $h$  для пара и  $h_1$  для жидкости от места ввода потоков (рис. 1, з). Эти расстояния предложено определять в зависимости от коэффициента фазового равновесия [5] по формуле

$$h = h_1 = \frac{1}{m+1}. \quad (3)$$

Комплексную модель можно рассматривать как обобщающую, у которой известные модели являются частными, граничными случаями: модель Мерффри при анализе эффективности в паровой фазе (первый вариант) достигается при  $h = 0$  и  $h_1 = 1$ , модель Мерффри при анализе эффективности в жидкости (второй вариант) – при  $h = 1$  и  $h_1 = 0$ , модель Хаузена (третий вариант) – при  $h = h_1 = 0$ .

Эффективность в комплексной модели при противотоке равна [3, 5]

$$E_g = \frac{y_n - y_{n-1} - x_n + x_{n-1}}{mx_n - y_{n-1} + x_{n-1} - \frac{y_n}{m}}. \quad (4)$$

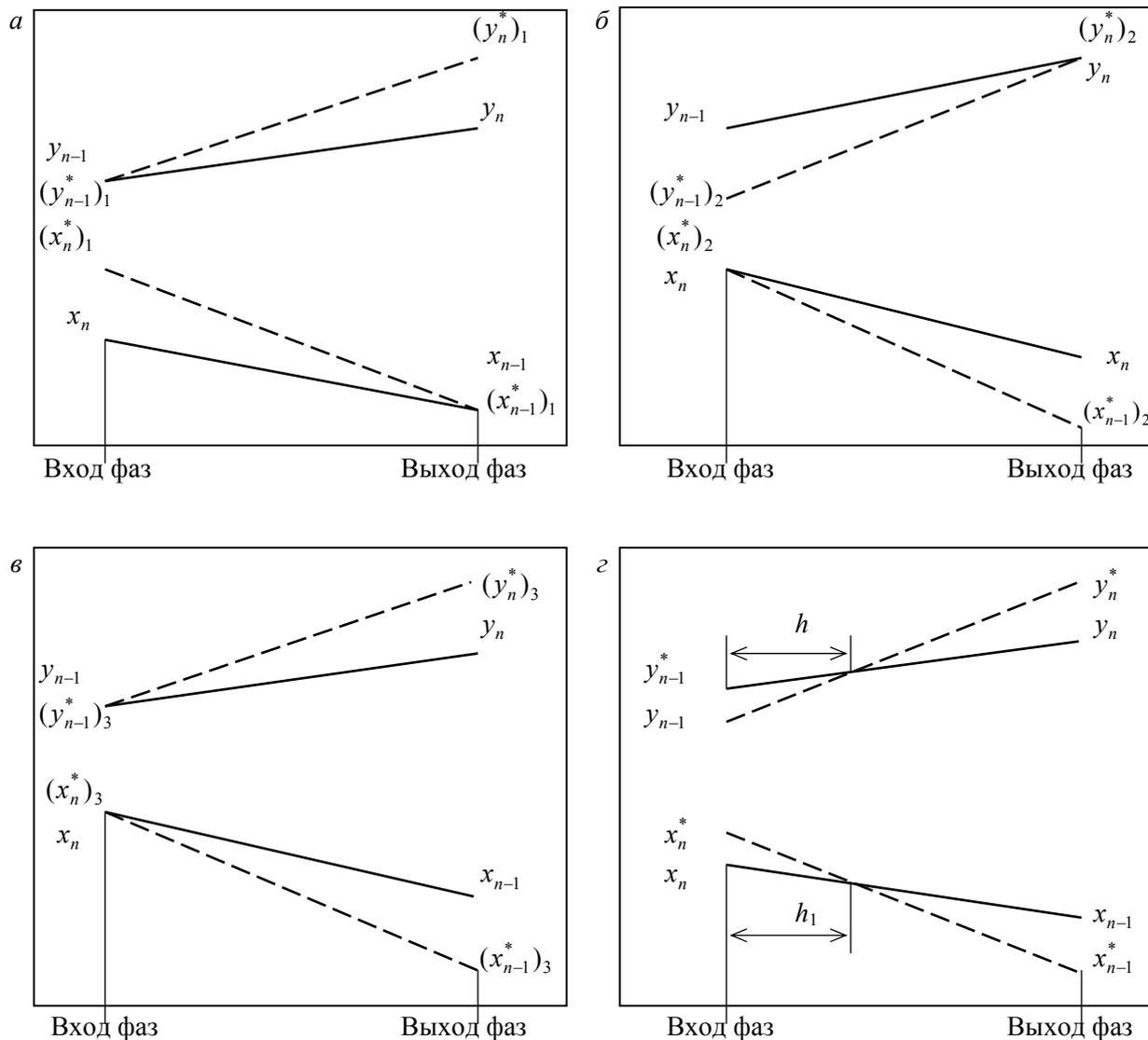


Рис. 1. Условия связи идеальной и реальной тарелок в различных моделях:  
 а, б – модель Мерффри при анализе эффективности в паровой и жидкой фазах;  
 в – модель Хаузена; з – комплексная модель

В работе [6] установлено, что при работе колонны без отбора флегмы ( $L/V = 1$ ) модель Мерфри пригодна при значениях коэффициента фазового равновесия, приближающихся к единице, модель Хаузена – при  $m \gg 1$ , а комплексная модель – при любых величинах  $m$ . В настоящей статье рассматриваются условия применимости известных и комплексной

моделей при других отношениях расходов пара и жидкости.

Взаимосвязь эффективностей указанных вариантов и комплексной модели [7] имеет вид

$$\frac{L/V-1}{(m+1)E_g} + \frac{L/mV-m}{m+1} = \frac{L/mV-1}{E_{g1}} = \frac{L/mV}{E_{g3}} - 1. \quad (5)$$

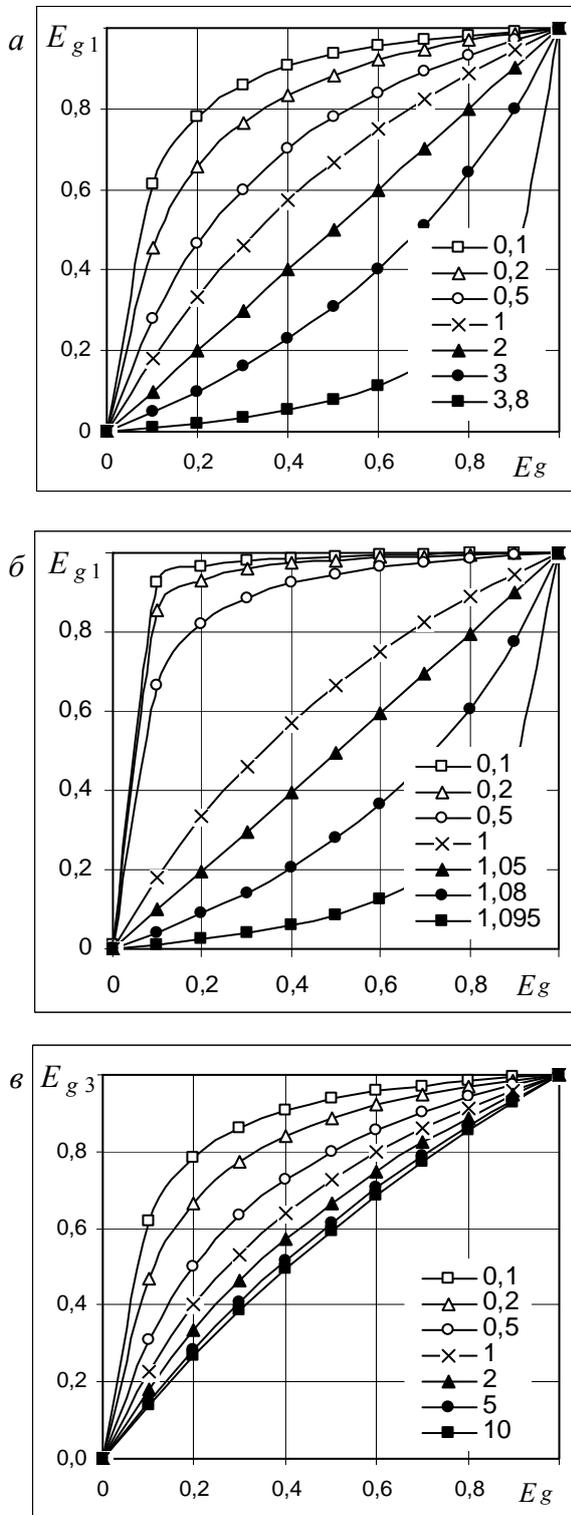


Рис. 2. Зависимость эффективностей  $E_{g1}$  от  $E_g$  при  $L/V = 4$  (а),  $L/V = 1,1$  (б),  $L/V = 0,25$  (в) и различных величинах  $m$

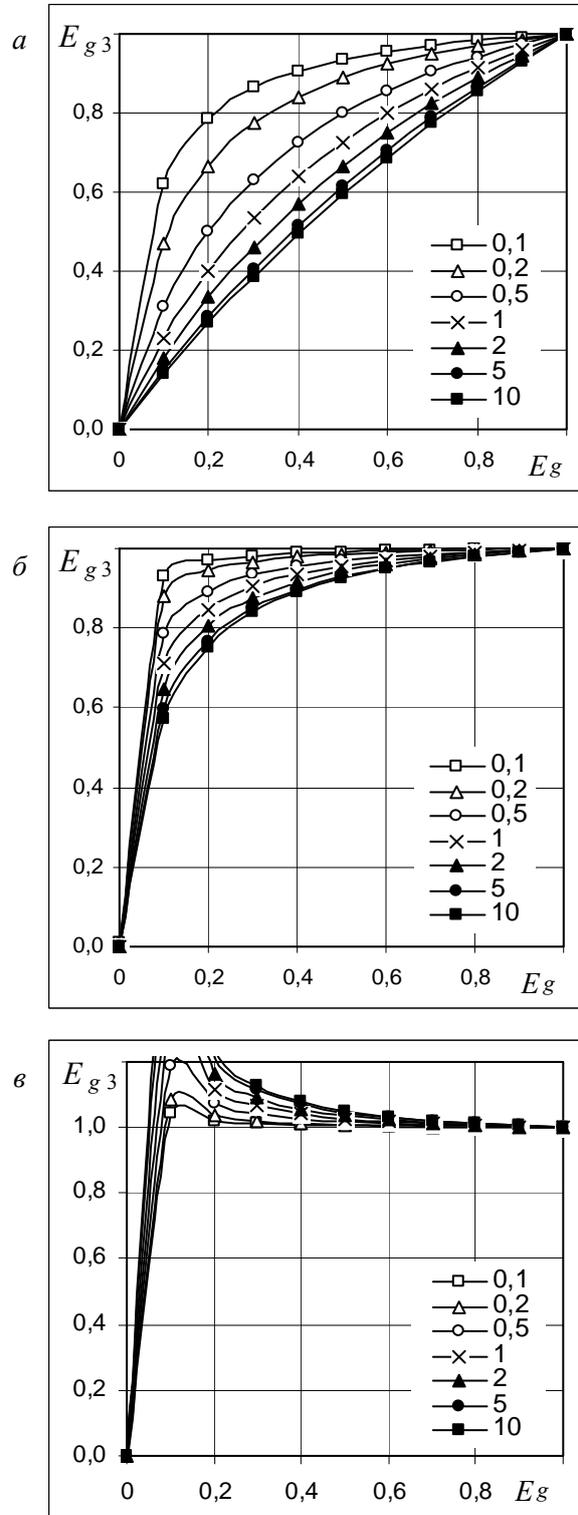


Рис. 3. Зависимость эффективностей  $E_{g3}$  от  $E_g$  при  $L/V = 4$  (а),  $L/V = 1,1$  (б),  $L/V = 0,95$  (в) и различных величинах  $m$

Индивидуальные зависимости эффективностей вариантов массообмена и комплексной модели определяются выражениями:

$$E_{g1} = \frac{(L/mV - 1)(m + 1)}{(L/V - 1)/E_g + L/mV - m}; \quad (6)$$

$$E_{g3} = \frac{(m + 1)L/mV}{(L/V - m)/E_g + L/mV + 1}. \quad (7)$$

Анализ зависимостей (6) и (7) показывает, что равенство эффективностей комплексной модели и рассматриваемых вариантов достигается:

для первого варианта при

$$m = \sqrt{L/V}, \quad (8)$$

для третьего варианта при

$$m = -L/V. \quad (9)$$

Графически зависимости (6) для первого варианта и (7) для третьего варианта массообмена изображены на рис. 2 и 3.

Различие эффективностей  $E_{g1}$  и  $E_g$  на рис. 2 несколько снижается при увеличении отношения расходов  $L/V$ . Приемлемое схождение эффективностей первого варианта массообмена и комплексной модели наблюдается при значениях коэффициента фазового равновесия, близких к единице. При меньших  $m$   $E_{g1} > E_g$ , а при больших  $m$   $E_{g1} < E_g$ . Эффективности моделей полностью сближаются при  $m = \sqrt{L/V}$ , как это следует из формулы (8).

Схождение эффективностей третьего варианта массообмена и комплексной модели на рис. 3 наблюдается при больших значениях коэффициента фазового равновесия и отношениях  $L/V$ .

Данные рис. 2 и 3 подтверждают результаты работы [6], полученные при равенстве мольных расходов пара и жидкости.

**Заключение.** При противоточном движении фаз первый вариант массообмена, условия связи которого соответствуют модели Мерффри при анализе эффективности в паровой фазе, дает удовлетворительные результаты при значениях  $m$ , близких к единице, модель Хаузена и соответствующий ей третий вариант массообмена – при величинах  $m$ , намного превышающих единицу. Второй вариант массообмена с условиями связи идеальной и реальной тарелок, соответствующими модели Мерффри при анализе эффективности в жидкости, при противотоке не может быть использован, т. к. эффективность в этом ва-

рианте не определяется. Коэффициент фазового равновесия может сильно изменяться по тарелкам колонны в зависимости от состава разделяемых фаз. Использование известных моделей в этом случае может привести к существенным погрешностям вычислений технологических параметров, в то время как комплексная модель при тех же условиях позволяет получать более точные результаты.

**Обозначения.**  $E$  – эффективность тарелки;  $h, h_1$  – безразмерное расстояние от места ввода пара и жидкости соответственно до поверхности равенства концентраций фаз в идеальной и действительной тарелках;  $L, V$  – мольные потоки жидкости и пара соответственно;  $m$  – коэффициент фазового равновесия;  $x, y$  – концентрации легколетучего компонента соответственно в паровой фазе и жидкости. Индексы:  $n$  – номер рассматриваемой тарелки;  $g$  – противоточное движение фаз; 1, 3 – номера вариантов массообмена; \* – идеальные условия.

### Литература

1. Murphree, E. V. Rectifying column calculation with particular reference to n-component mixtures / E. V. Murphree // Ind. Eng. Chem. – 1925. – Vol. 17, N 7. – P. 747–750.
2. Hausen, H. Zur Definition des Austauschgrades von Rektifizierböden bei Zwei- und Dreistoff-Gemischen / H. Hausen // Chem. Ing. Tech. – 1953. – Bd. 25, N 10. – S. 595–597.
3. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 1. Противоточное движение фаз / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2001. – Т. 74, № 1. – С. 57–61.
4. Павлечко, В. Н. Исследование некоторых моделей эффективности ректификационных тарелок при противоточном движении фаз // Труды БГТУ. Сер. III, Химия и хим. технология. – 1998. – Вып. VI. – С. 138–144.
5. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 7. Взаимосвязь отдельных параметров / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2002. – Т. 75, № 1. – С. 112–116.
6. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 8. Сравнение с другими моделями по экспериментальным данным / В. Н. Павлечко, Э. И. Левданский // ИФЖ. – 2002. – Т. 75, № 3. – С. 17–21.
7. Павлечко, В. Н. Модели массообменных процессов в ректификационных аппаратах / В. Н. Павлечко. – Минск: БГТУ, 2005. – С. 117.