

СРАВНИТЕЛЬНЫЙ АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ МАССООБМЕНА ПРИ ПЕРЕКРЕСТНОМ ДВИЖЕНИИ ФАЗ

The crosscurrent 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 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 определения эффективности по Мерффри и Хаузену [1, 2], различающиеся условиями связи идеальной и реальной тарелок. В концепции 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 определении Хаузена одинаковы составы пара и жидкости, поступающих на обе тарелки. В обеих концепциях 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.

Определения по Мерффри и Хаузену критикуются различными исследователями за возможность получения при их применении значений эффективностей больше единицы или меньше нуля. Эффективности по Мерффри в паровой и жидкой фазах в общем случае различаются. 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. Равенство составов поступающего на идеальную и реальную тарелки пара и выходящей из них жидкости, составов выходящего пара и поступающей жидкости в определении Мерффри при анализе эффективности в паровой и жидкой фазах соответственно, а также концентраций компонентов в выходящем из указанных тарелок пара и поступающей на них жидкости в определении Хаузена идеализирует реальную тарелку и занижает показатели работы идеальной тарелки. То же самое наблюдается при до-

пущении равенства составов пара и жидкости, покидающих идеальную тарелку.

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.

При полном перемешивании жидкости направление движения потоков не влияет на эффективность массообмена. Поэтому для учета влияния перекрестного движения взаимодействующих фаз, в отличие от известных моделей, в работе [4] предложены варианты массообмена, первые два из которых соответствуют условиям связи идеальной и реальной тарелок, свойственным определению эффективности по Мерффри в паровой и фазе и жидкости, третий соответствует условиям связи указанных тарелок, характерным определению Хаузена.

Эффективность в первом и втором вариантах массообмена определяется соответственно выражениями

$$E_{k1} = \frac{y_n - y_{n-1} - \frac{m}{2}(x_n - x_{n-1})}{mx_{n-1} - y_{n-1}}; \quad (1)$$

$$E_{k2} = \frac{m}{2} \frac{x_n - x_{n-1}}{mx_n - y_n}. \quad (2)$$

Причем эффективность по паровой и жидкой фазам в каждом из указанных вариантов равны, но для обоих вариантов в общем виде различаются.

Эффективность взаимодействия паровой и жидкой фаз в третьем варианте массообмена равна:

$$E_{k3} = \frac{y_n - y_{n-1} + \frac{m}{2}(x_n - x_{n-1})}{mx_n - y_{n-1}}. \quad (3)$$

В результате анализа недостатков известных моделей разработана комплексная модель, в которой составы взаимодействующих фаз выравниваются не в начале или конце идеальной и реальной тарелок, как это допускается в определениях эффективности массообмена

Мерффи и Хаузена, а на некотором расстоянии от места ввода потоков, которые предложено определять в зависимости от коэффициента фазового равновесия [5].

Эффективность в комплексной модели при перекрестном токе равна [3, 5]:

$$E_k = \frac{y_n - y_{n-1} + \frac{m-1}{2}(x_n - x_{n-1})}{mx_n - y_{n-1} + x_{n-1} - \frac{y_n}{m}}. \quad (4)$$

В работе [6] установлено, что при работе колонны без отбора флегмы ($L/V = 1$) модель Мерффи пригодна при значениях коэффициента фазового равновесия, приближающихся к единице, модель Хаузена – при $m \gg 1$, а комплексная модель – при любых величинах m . Сравнение эффективности массообмена для противоточного движения фаз и отношений L/V , отличающихся от единицы, приведено в работе [7], в которой подтверждены основные выводы работы [6].

В настоящей статье рассматриваются условия применимости известных и комплексной моделей для других отношений расходов пара и жидкости при перекрестном их движении.

Взаимосвязь эффективностей указанных вариантов и комплексной модели имеет вид [8]

$$\begin{aligned} \frac{L/V + 0,5(m-1)}{(m+1)E} + \frac{L/mV - m}{m+1} &= \frac{L/mV - 0,5}{E} = \\ &= L/mV - 1 + \frac{1}{2E} = \frac{L/mV + 0,5}{E} - 1. \end{aligned} \quad (5)$$

Индивидуальные зависимости эффективностей вариантов массообмена и комплексной модели определяются выражениями

$$E_{k1} = \frac{(L/mV - 0,5)(m+1)}{[L/V + 0,5(m-1)]/E_k + L/mV - m}; \quad (6)$$

$$E = \frac{0,5(m+1)}{[L/V + 0,5(m-1)]/E - L/V + 1}; \quad (7)$$

$$E_{k3} = \frac{(L/V + 0,5)(m+1)}{[L/V + 0,5(m-1)]/E_k + L/mV + 1}. \quad (8)$$

Анализ зависимостей (6)–(8) показывает, что равенство эффективностей комплексной модели и рассматриваемых вариантов достигается:

для первого варианта при

$$m = \sqrt{L/V}; \quad (9)$$

второго варианта при

$$L/V = 1; \quad (11)$$

третьего варианта при

$$m = -L/V. \quad (10)$$

Выражения (9) и (11) аналогичны соответствующим формулам, полученным для первого и третьего вариантов массообмена при противоточном движении взаимодействующих потоков [7].

Графически зависимости (6)–(8) для рассматриваемых вариантов изображены на рис. 1–3.

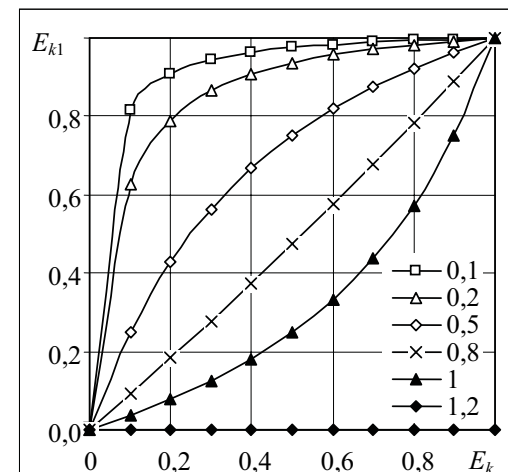
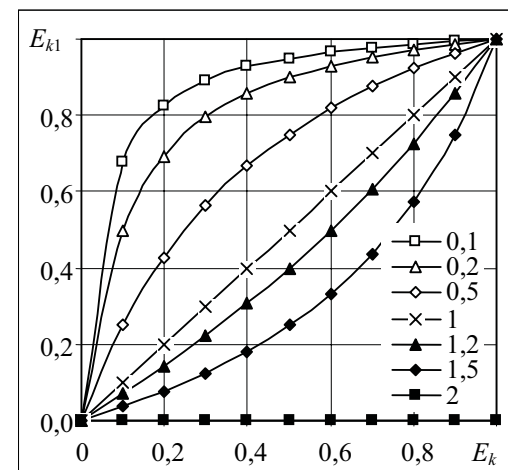
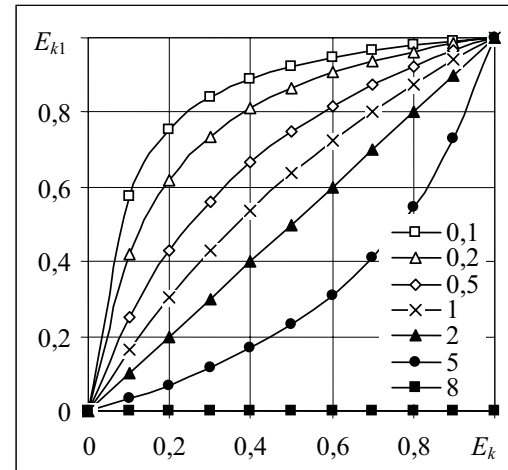
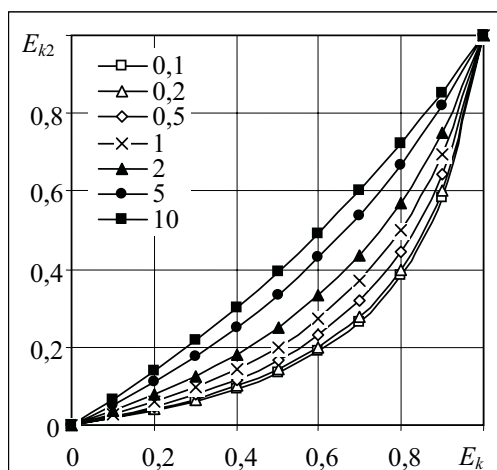
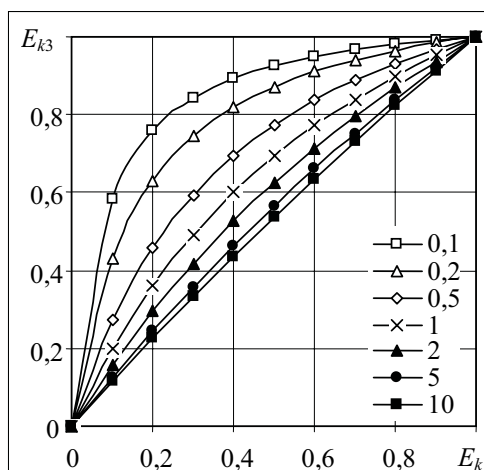


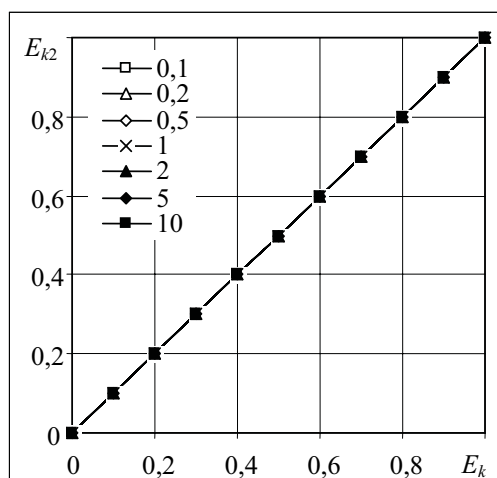
Рис. 1. Зависимость эффективностей E_{k1} от E_k при $L/V = 4$ (а), $L/V = 1$ (б), $L/V = 0,6$ (в) и различных величинах m



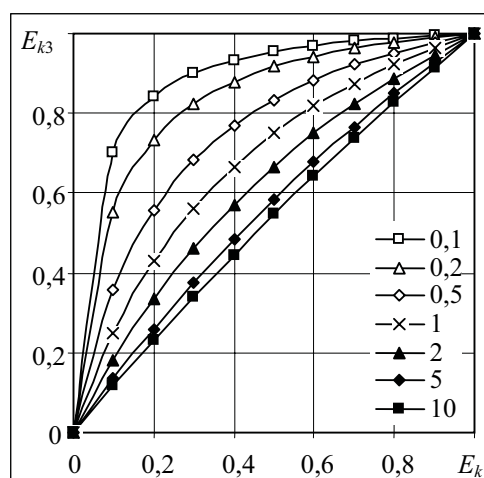
a



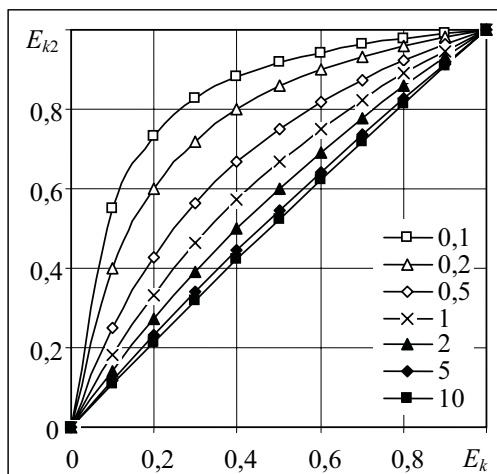
a



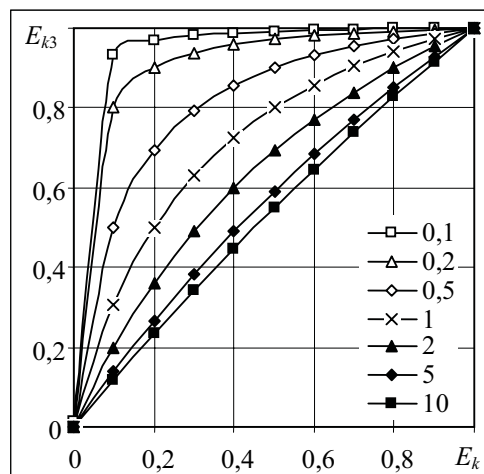
б



б



в



в

Рис. 2. Зависимость эффективностей E_{k2} от E_k при $L/V = 4$ (а), $L/V = 1$ (б), $L/V = 0,5$ (в) и различных величинах m

Рис. 3. Зависимость эффективностей E_{k3} от E_k при $L/V = 4$ (а), $L/V = 1$ (б), $L/V = 0,5$ (в) и различных величинах m

Различие эффективностей E_{k1} и E_k на рис. 1 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 $E_{k1} > E_k$, а при больших – $E_{k1} < E_k$. Эффективности моделей полностью уравниваются при $m = \sqrt{L/V}$, как это следует из формулы (9).

Данные рис. 2, б подтверждают равенство E_{k2} и E_k для $L/V = 1$, которое вытекает из

формулы (10) и не зависит от коэффициента фазового равновесия. При отклонении отношения расходов от единицы (рис. 2, *a* и *в*) наблюдается расхождение величин эффективностей, которое снижается при увеличении m . Причем при $L/V > 1$ $E_{k2} < E_k$, а при $L/V < 1$ $E_{k2} > E_k$. Однако различие эффективностей второго варианта массообмена и комплексной модели при $m = 1$ небольшое.

Схождение эффективностей третьего варианта массообмена и комплексной модели, как следует из рис. 3, наблюдается при любых отношениях расходов и больших значениях коэффициента фазового равновесия.

В целом данные рис. 1, 3 подтверждают результаты проведенных ранее исследований, полученных при равенстве мольных расходов пара и жидкости [6] и при их различии для противоточного движения взаимодействующих потоков [7]. Вместе с тем при перекрестном движении фаз определение эффективности по Мерффри и соответствующий второй вариант массообмена, как и третий, может быть использован при больших значениях коэффициента фазового равновесия.

Заключение. При перекрестном движении фаз первый вариант массообмена, условия связи которого соответствуют определению эффективности по Мерффри в паровой фазе, дает удовлетворительные результаты при значениях m , близких к единице, определение эффективности по Хаузену и соответствующий ей третий вариант массообмена – при величинах m , значительно отличающихся от единицы. Использование второго варианта массообмена позволяет получить приемлемые значения эффективности при $L/V = 1$ и любых величинах m . При отклонении отношения L/V от единицы этот вариант целесообразно использовать при больших значениях коэффициента фазового равновесия.

При изменении коэффициента фазового равновесия по тарелкам колонны использование известных моделей 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; L, V – молярные потоки жидкости и пара соответственно; m – коэффициент фазового равновесия; x, y – концентрации легколетучего компонента в паровой фазе и жидкости. Индексы: n – номер рассматриваемой тарелки; k – перекрестное движение фаз; 1–3 – номера вариантов массообмена.

Литература

1. Murphree, E. V. Rectifying column calculation with particular reference to n -component mixtures / E. V. Murphree // Ind. Eng. Chem. – 1925. – Vol. 17, № 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, № 10. – S. 595–597.
3. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 4. Перекрестное движение фаз / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2001. – Т. 74, № 2. – С. 43–47.
4. Павлечко, В. Н. Анализ эффективности ректификационных тарелок при перекрестном движении фаз / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 1999. – Т. 72, № 4. – С. 764–770.
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. Сравнение эффективности массообмена некоторых моделей при противоточном движении фаз / В. Н. Павлечко // Труды БГТУ. Сер. III, Химия и технология неорганич. в-в. – 2008. – Вып. XVI. – С. 86–89.
8. Павлечко, В. Н. Модели массообменных процессов в ректификационных аппаратах / В. Н. Павлечко. – Минск: БГТУ, 2005. – С. 125.