

ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНИКА, ТЕПЛОТЕХНИКА И ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ

УДК 66.048.3.069.835

В. Н. Павлечко, кандидат технических наук, доцент (БГТУ)

СРАВНЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ МАССООБМЕНА В РАЗЛИЧНЫХ ВИДАХ КОМПЛЕКСНОЙ МОДЕЛИ

Подтверждена более высокая эффективность массообмена при возрастании коэффициента распределения для комплексной модели при одних и тех же конструктивных и режимных параметрах с учетом особенностей прямоточного, противоточного и перекрестного движения паровой и жидкой фаз. Выведено соотношение между эффективностями массообмена для смесей с коэффициентом распределения, равным единице и намного превышающим его, что позволяет пересчитывать эффективность массообмена при изменении указанного коэффициента.

Using the complex model for the counter-current and cross-current movement of liquid and vapor phases it is demonstrated that the mass-exchange efficiency increases when the phase equilibrium coefficient increases and other parameters of the construction and the working mode remain unchanged. An equation relating the mass-exchange efficiency for the mixtures with the phase equilibrium coefficients equal to one and much higher than one is derived. This equation can be used for evaluation of quantitative dependence of the mass-exchange efficiencies on the phase equilibrium coefficient.

Введение. Наиболее часто используемое определение эффективности массообмена, предложенное Мерффри [1], предполагает равенство составов пара, поступающего на идеальную и реальную тарелки, а также составов жидкости, выходящей из этих тарелок (эффективность по паровой фазе). В другом варианте концепции Мерффри равны концентрации легколетучего компонента в жидкости, поступающей на указанные тарелки, а также в паре, выходящем из них (эффективность по жидкости). В общем случае эффективности по пару и жидкости не равны. В определении эффективности массообмена по Хаузену [2] совпадают составы пара, поступающего на идеальную и реальную тарелки, а также составы жидкости, выходящей из них. Эффективности по паровой и жидкой фазам в определении Хаузена совпадают. Кроме того, в концепциях Мерффри и Хаузена рассматривается полное перемешивание жидкости на ступени контакта и не учитываются особенности прямоточного, противоточного и перекрестного движения паровой и жидкой фаз.

Уравнивание составов взаимодействующих фаз на входе в ступень контакта и выходе из нее заведомо идеализирует реальную тарелку и занижает показатели работы идеальной тарелки. Отмеченные особенности концепций Мерффри и Хаузена приводят к существенным погрешностям вычислений параметров работы ректификационных тарелок, в частности, эффективность массообмена может выходить из реального диапазона значений.

С целью устранения отмеченных недостатков известных моделей предложена комплексная модель, в которой составы поступающих и выходящих фаз на идеальной и реальной тарелках различаются [5–7]. В работающей более эффективно идеальной тарелке концентрация легколетучего компонента в поступающей паровой фазе должна быть меньше, а в выходящей – больше соответствующих величин поступающей и уходящей жидкости.

В соответствии с изложенным в новой модели концентрация легколетучего компонента в паровой фазе на идеальной и реальной тарелках выравнивается в некоторой плоскости, удаленной на расстоянии h от места ее ввода. Составы жидкости на идеальной и реальной тарелках становятся равными в некоторой плоскости, удаленной на расстоянии h_1 от места ввода жидкости.

Таким образом, комплексная модель отличается от концепций Мерффри и Хаузена условиями связи идеальной и реальной тарелок. Прочие особенности известных моделей имеют место и в комплексной модели.

В работах [3–5] рассмотрены особенности массообмена применительно к прямоточному, противоточному и перекрестному движению взаимодействующих паровой и жидкой фаз. Полученные зависимости разности концентраций легколетучего компонента в жидкости до и после тарелки обобщены [6] в виде

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\left(x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}\right)E}{(1-h)\frac{L}{mV} + C - h_1 + h\frac{L}{mV}E + (1-h_1)E}, \quad (1)$$

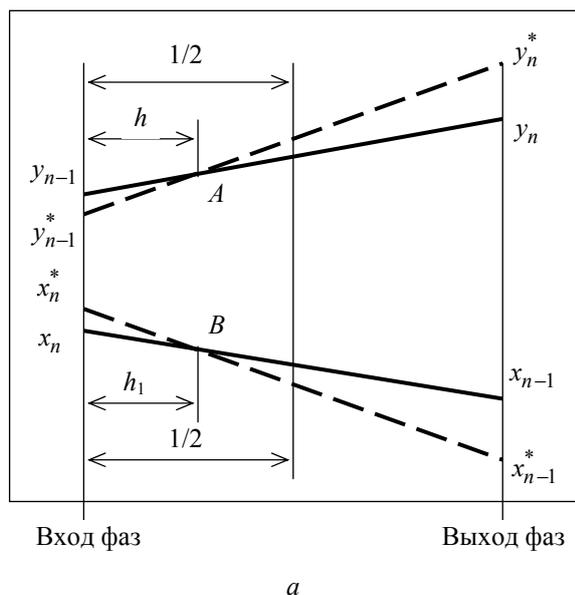
где x_n, x_{n-1} – концентрации легколетучего компонента в жидкости до и после тарелки, г/моль; y_{n-1} – концентрации легколетучего компонента в паровой фазе до тарелки, г/моль; E – эффективность массообмена; L, V – расходы жидкой и паровой фаз соответственно, моль/с; $m = y/x$ – коэффициент распределения; C – обобщенная величина ($C = 1$ для прямотока; $C = 0$ для противотока; $C = 0,5$ для перекрестного тока).

При $h = 0$ и $h_1 = 1$ формула (1) совпадает с аналогичным выражением модели Мерффи при анализе эффективности в паровой фазе, при $h = 1$ и $h_1 = 0$ – модели Мерффи при анализе эффективности в жидкости, при $h = 0$ и $h_1 = 0$ – модели Хаузена. Вследствие этого комплексную модель можно рассматривать как обобщающую известные концепции Мерффи и Хаузена, в которой безразмерные расстояния h и h_1 принимают предельные значения 0 или 1.

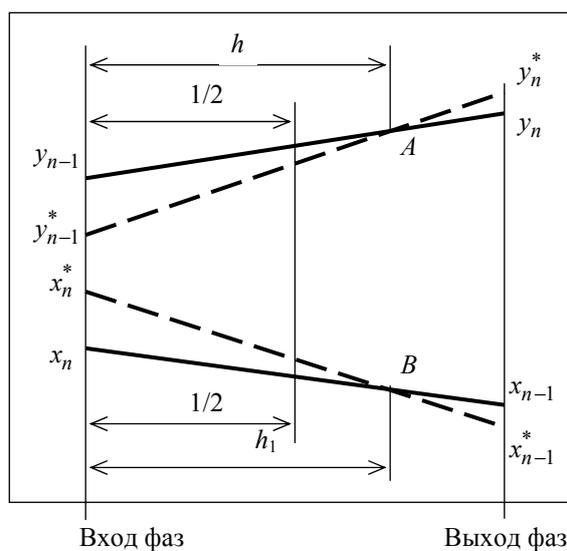
В работе [7] предложена зависимость расстояний h и h_1 от коэффициента распределения:

$$h = h_1 = \frac{1}{m+1}. \quad (2)$$

Использование выражения (2) в частном случае комплексной модели делает ее динамичной и позволяет учесть изменение концентраций на тарелках ректификационной колонны.



а



б

Рис. 1. Изменение концентраций на реальной (сплошные линии) и идеальной (штриховые линии) тарелках в различных областях комплексной модели:
а – $m > 1$; $h = h_1 < 0,5$; б – $m < 1$; $h = h_1 > 0,5$

Основная часть. Согласно формуле (2), комплексная модель в зависимости от величины коэффициента распределения представлена двумя областями: в одной из них $m > 1$, $h = h_1 < 0,5$ (рис. 1, а); во второй – $m < 1$, $h = h_1 > 0,5$ (рис. 1, б). Граничным случаем этих областей является вариант, при котором коэффициент распределения равен $m = 1$, а расстояния h и h_1 принимают половину полного значения, т. е. $h = h_1 = 0,5$. Физический смысл этого варианта соответствует ректификации нераздельно кипящих, азеотропных смесей. Анализ эффективности массообмена в этом случае не имеет смысла, но практическое значение имеют случаи ректификации смесей, у которых коэффициент распределения приближается к единице.

Совместным решением формул (1) и (2) выведены соотношения разности концентраций и движущей силы при $m \neq 1$ (z) и при $m = 1$ (z_m):

$$z = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - \frac{y_{n-1}}{m}} = \frac{E(m+1)}{\frac{L}{V} - 1 + C(m+1) + \frac{L}{mV}E - mE}; \quad (3)$$

$$z_m = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - y_{n-1}} = \frac{2E_m}{\frac{L}{V} - 1 + 2C + \frac{L}{V}E_m - E_m}. \quad (4)$$

Эффективность массообмена при ректификации бинарных смесей зависит, с одной стороны, от конструктивных и режимных параметров ступени контакта, а с другой – от теплофизических свойств взаимодействующих смесей.

Наиболее значимое влияние на эффективность массообмена в известных моделях оказывают вязкость и летучесть [8]. Первая для большинства разделяемых смесей изменяется в сравнительно небольшом диапазоне и влияет на массообмен в меньшей степени ($E \approx \mu^{-0,9}$), чем вторая, которая является синонимом коэффициента распределения. В комплексной модели в соответствии с (2) это влияние более значимое. Поэтому определенный интерес представляет сравнение массообмена в модели, максимально учитывающей коэффициент распределения, с моделью, в которой это влияние незначительное или вообще отсутствует.

При прочих равных условиях (конструкция тарелок, режим работы, организация потоков, расходы жидкости и пара) эффективность массообмена должна быть больше для смеси, у которой больше коэффициент распределения, а при достижении одинаковых технологических показателей эффективность массообмена предполагается меньшей для смеси, имеющей значение m , приближающееся к единице.

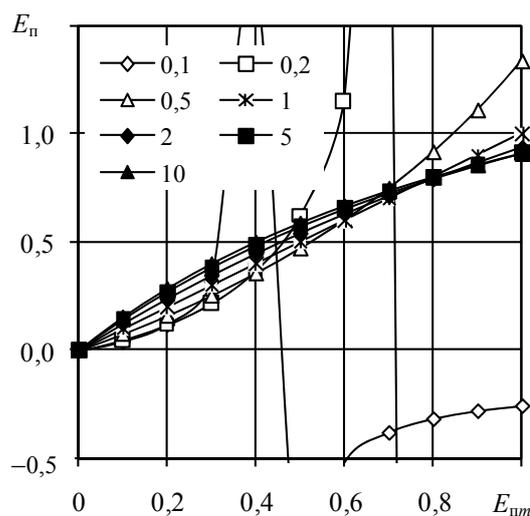
Для сравнительного анализа эффективностей уравниванием левых и правых частей формул (3) и (4) получено выражение

$$E = \frac{\frac{L}{V} - 1 + C(m+1)}{\left(\frac{L}{V} - 1 + 2C\right)(m+1) + (m-1)\left(\frac{L}{mV} + \frac{L}{2V} + \frac{1}{2}\right)} \cdot (5)$$

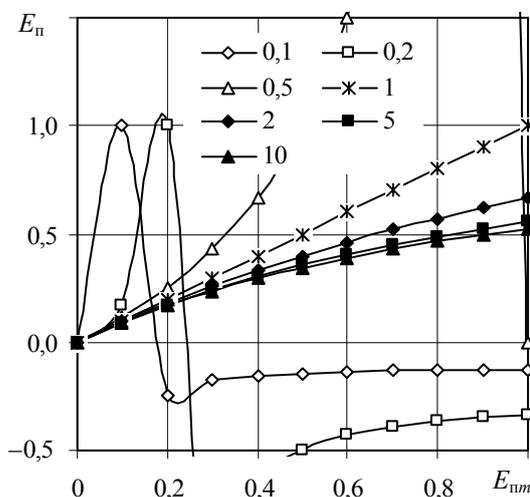
Графическое изображение зависимости (5) приведено на рис. 2–4.

Для прямооточного движения паровой и жидкой фаз (рис. 2) отмечается совпадение эффективностей E_n и E_{nm} при коэффициенте распределения, равном единице, что вытекает из сравнения выражений (3) и (4), если в первое подставить значение $m = 1$.

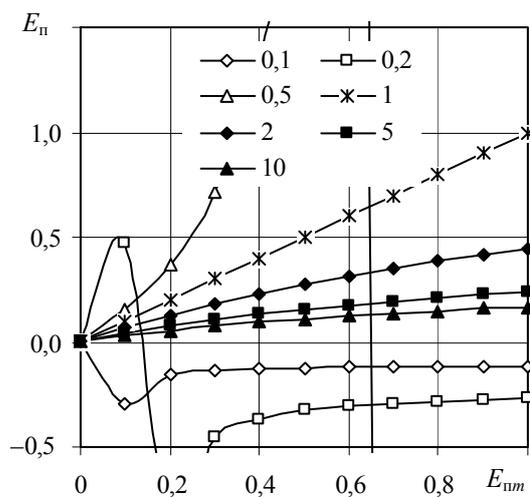
Как следует из рис. 2, а, при прямотоке и малых величинах отношения L/V , в основном, наблюдаются сопоставимые величины эффективностей E_n и E_{nm} и только при $m < 0,5$ и $E_n > 0,4$ имеет место их значительное отличие. Причем при $E_{nm} > 0,5$ и $m < 0,5$ могут быть отрицательные значения E_n , что обусловлено ограничениями материального баланса, когда количество компонента, испаряемого из жидкости, не может быть полностью воспринято паром. Отношение эффективностей зависит от коэффициента распределения и от величины эффективности. Для значений эффективностей, меньших 0,8, $E_n > E_{nm}$ при $m > 1$ и $E_n < E_{nm}$ при $m < 1$.



а



б



в

Рис. 2. Зависимость E_n от E_{nm} при прямотоке и различных m :
а – $L/V = 0,1$; б – $L/V = 1,0$; в – $L/V = 10$

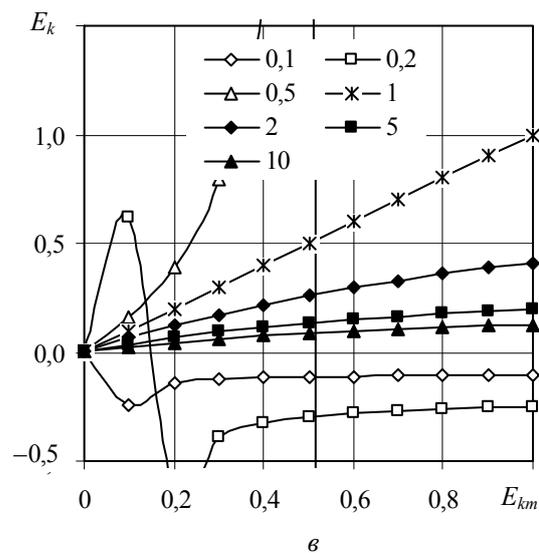
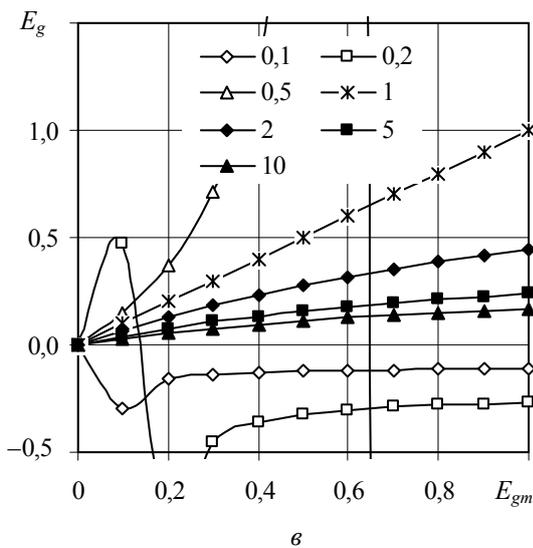
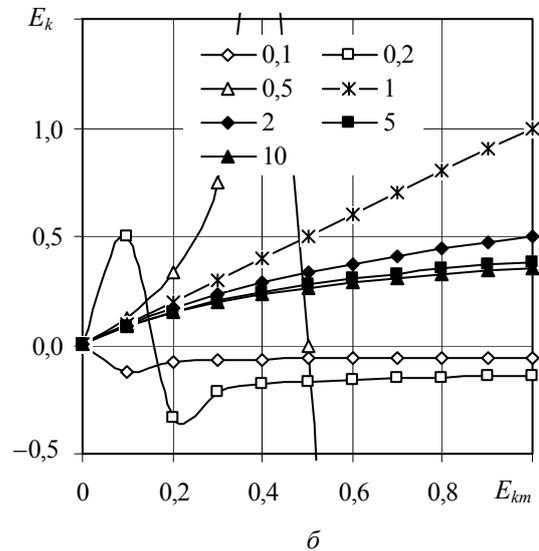
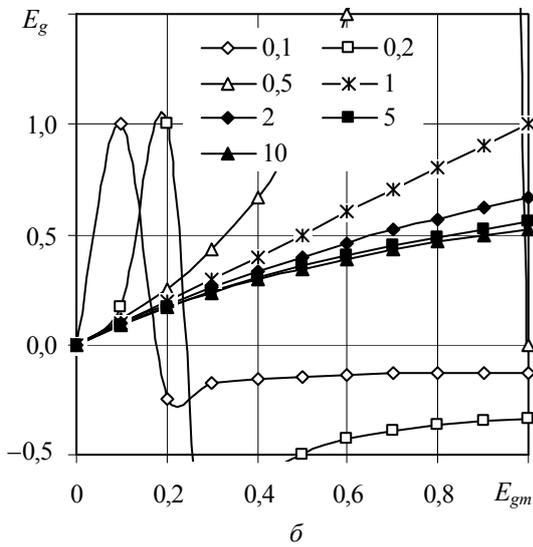
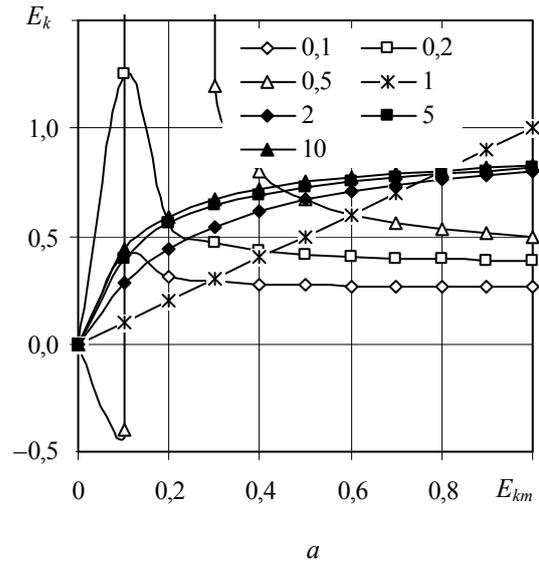
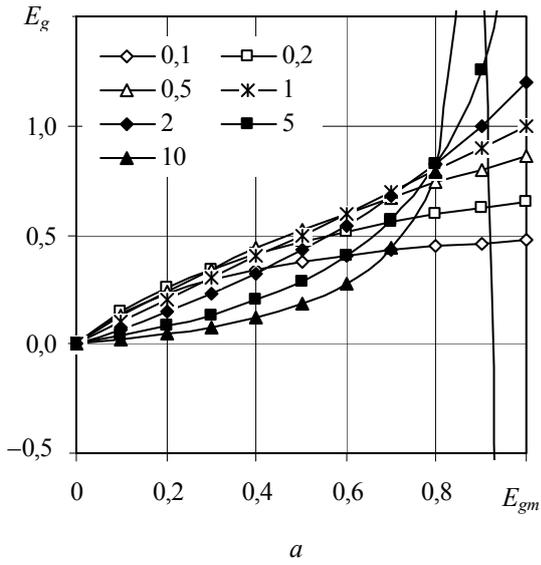


Рис. 3. Зависимость E_g от E_{gm} при противотоке и различных m :
 $a - L/V = 0,1$; $b - L/V = 1,0$; $v - L/V = 10$

Рис. 4. Зависимость E_k от E_{km} при перекрестном токе и различных m :
 $a - L/V = 0,1$; $b - L/V = 1,0$; $v - L/V = 10$

С увеличением отношения L / V (рис. 2, б, в) возрастает различие рассматриваемых эффективностей и сужается диапазон реальных значений эффективностей для значений $m < 0,5$. Данные по изменению эффективностей, рассмотренные дополнительно, но не приведенные на рис. 2, показывают, что $E_n < E_{nm}$ при $L / V > 0,5$.

Таким образом, выдвинутое выше предположение об увеличении эффективности массообмена при возрастании m подтверждено графически для прямого тока для $L / V > 0,5$.

Для противотока эффективность массообмена E_g равна нулю при $L / V = 1$ и любых значениях m и E_g (рис. 3, б), что следует из формулы (5) при $C = 0$. В остальных случаях ($L / V \neq 1$) для достижения одних и тех же технологических показателей E_g может быть меньше E_{gm} , что свидетельствует о возрастании эффективности массообмена при увеличении коэффициента распределения во всем исследованном диапазоне отношения L / V , что также подтверждает указанное выше предположение о том, что $E_g > E_{gm}$ при $m > 1$.

При этом для противотока также наблюдаются отрицательные эффективности для малых m (рис. 3, в), но, в отличие от прямого тока, только для более узкого диапазона отношений расходов жидкости и пара ($L / V > 1$).

Для перекрестного тока при малых отношениях L / V эффективность E_k больше E_{km} (рис. 4, а). Причем это различие более значимое по сравнению с аналогичными условиями для прямого тока. При $m \geq 1$ (рис. 4, б, в) отмечается противоположное соотношение эффективностей, что подтверждает более высокую эффективность массообмена при увеличении коэффициента распределения.

Могут быть также отрицательные эффективности при $m < 1$ (рис. 4), обусловленные указанными выше ограничениями материального баланса.

Проведенный анализ показывает возможность выполнения исследований с определенными конструктивными и режимными особенностями на модельной смеси, например разбавленном растворе уксусной кислоты, у которой коэффициент распределения немногим более единицы, и пересчета по формуле (5) полученной эффективности на такой же ступени контакта для других разделяемых смесей.

При разделении смеси на тарелках ректификационной колонны меняется концентрация легколетучего компонента. При этом на тарелках возможно изменение значений коэффициента распределения. В таком случае достаточно определить эффективность массообмена только на одной тарелке и при одинаковых конструктивных и режимных параметрах работы всех тарелок и применить вычисленное значение эффективности на остальные тарелки. Для этой цели возможно использование формулы, выведенной из выражения (3):

$$E = \frac{\frac{L}{mV} + C - h \frac{L}{mV} - h_1}{\frac{x_n - y_{n-1}}{x_n - x_{n-1}} + C - h \frac{L}{mV} - h_1} \quad (6)$$

или ее частного случая с учетом зависимости (2):

$$E = \frac{\frac{L}{V} - 1 + C(m+1)}{mx_n - y_{n-1} + x_{n-1} - \frac{y_n}{m}} (x_n - x_{n-1}) \quad (7)$$

Заключение. Эффективность массообмена возрастает с увеличением коэффициента распределения свыше единицы для рассмотренных прямого, противотока и перекрестного движения паровой и жидкой фаз. Для $m < 1$ соотношение эффективностей зависит от формы организации потоков и величины m .

Полученные результаты могут быть использованы для пересчета эффективности массообмена, определенной для модельной смеси, для других смесей, у которых коэффициент распределения намного превышает единицу.

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 Aus-tauschgrades 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. 1. Прямоточное движение фаз / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2001. – Т. 74, № 1. – С. 50–56.
4. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 2. Противоточное движение фаз / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2001. – Т. 74, № 1. – С. 57–61.
5. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 4. Перекрестное движение фаз / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2001. – Т. 74, № 2. – С. 43–47.
6. Павлечко, В. Н. Обобщенные зависимости для расчета эффективности массообмена / В. Н. Павлечко // Труды БГТУ. Сер. III, Химия и технология неорганич. в-в. – 2003. – Вып. XI. – С. 219–222.
7. Павлечко, В. Н. Комплексная модель эффективности ректификационных тарелок. 7. Взаимосвязь отдельных параметров / В. Н. Павлечко // ИФЖ. – 2002. – Т. 75, № 1. – С. 112–116.
8. Перри, Д. Г. Справочник инженера-химика: в 2 т. Т. 2 / Д. Г. Перри. – Л.: Химия, 1969. – С. 22.

Поступила 01.03.2012