

В. Н. Павлечко, Э. И. Левданский

### КОМПЛЕКСНАЯ МОДЕЛЬ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ТАРЕЛОК. 8. СРАВНЕНИЕ С ДРУГИМИ МОДЕЛЯМИ ПО ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫМ ДАННЫМ

Проведено сравнение комплексной модели с моделями Мерффи и Хаузена при прямооточном и перекрестном движении паровой и жидкой фаз. Используются результаты экспериментальных исследований при разделении смеси уксусная кислота-вода и промышленные данные при ректификации фурфурола и этанола. Доказано совпадение эффективностей в комплексной модели и модели Мерффи с приближением коэффициента фазового равновесия  $m$  к единице и сходжение первой и модели Хаузена с увеличением указанного коэффициента. Показана возможность использования модели Мерффи при  $m \rightarrow 1$  и модели Хаузена при  $m \rightarrow \infty$ .

Комплексная модель эффективности массообмена [1–3] является наиболее общей и включает известные модели Мерффи [4] и Хаузена [5] как предельные случаи [6]. В настоящей работе рассматривается взаимосвязь этих моделей с использованием экспериментальных и промышленных данных ректификационных колонн без анализа причин высокой или низкой эффективности последних.

При прямооточном движении паровой фазы и жидкости эффективность массообмена выражается в общем виде формулой [1]

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

В частных случаях, когда расстояния  $h$  и  $h_1$  принимают различные значения, эффективность может быть выражена по-разному. В комплексной модели эти расстояния зависят от коэффициента фазового равновесия [6]

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

и эффективность выражается формулой

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

В модели Мерффи при анализе эффективности в паровой фазе и жидкости указанные расстояния принимают соответственно значения  $h = 0$ ,  $h_1 = 1$  и  $h = 1$ ,  $h_1 = 0$  [1], а формула (1) – вид зависимостей

$$E_{\pi 1} = \frac{y_n - y_{n-1}}{mx_{n-1} - y_{n-1}}, \quad (4)$$

$$E_{\pi 2} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - \frac{y_n}{m}} \quad (5)$$

В модели Хаузена, в которой  $h = h_1 = 0$ , эффективность представляется выражением

$$E_{\pi 3} = \frac{y_n - y_{n-1} + m(x_n - x_{n-1})}{mx_n - y_{n-1}} \quad (6)$$

Приведенные формулы (3)–(6) были использованы при анализе экспериментальных данных по разделению смеси уксусная кислота-вода [7].

Исследования выполнены на опытной колонне диаметром 200 мм с тремя тарелками, расстояние между которыми составляло 450 мм. На каждой тарелке было установлено по одному контактному элементу [7, 8], состоящему из восьми лопастей, наклоненных под определенным углом к горизонту. Жидкость на контактные элементы подавалась с лежащей выше тарелки по центрально расположенному патрубку, пар – с лежащей ниже. Отбор проб производился при устойчивой работе аппарата без рециркуляции жидкости на ступени при полном возврате флегмы, т. е. при  $L = V$ . Анализ проб на количественное содержание уксусной кислоты производился титрованием смеси раствором едкого натра. Скорость пара изменялась от

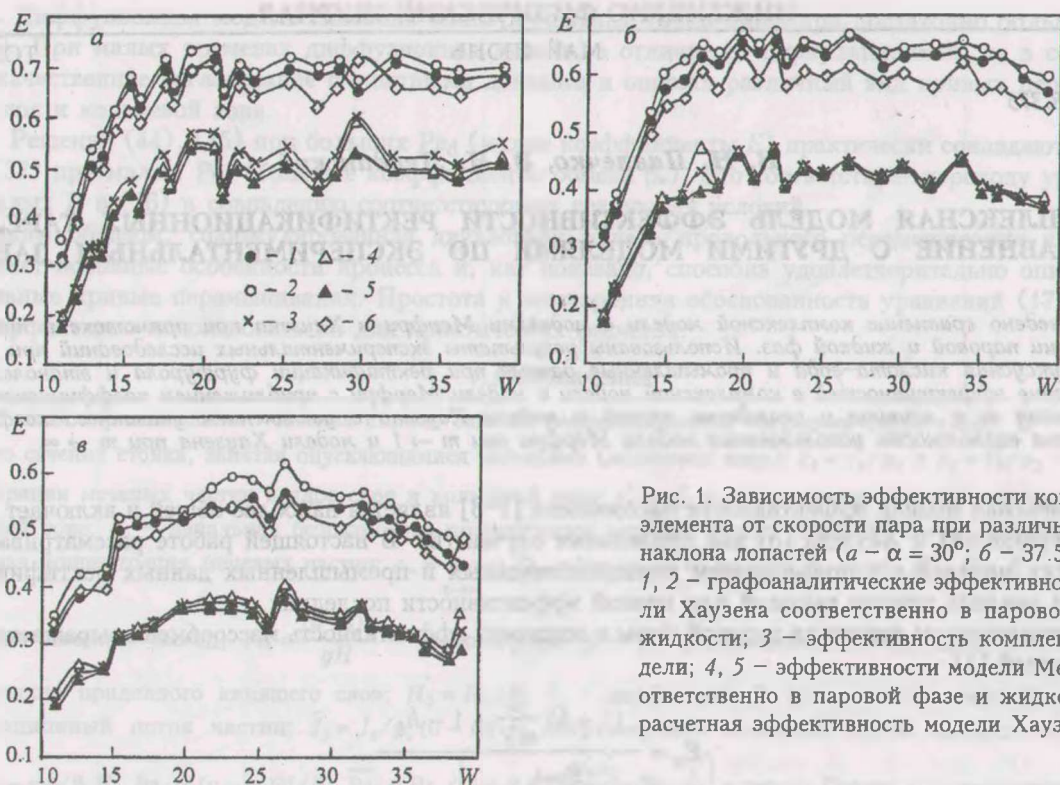


Рис. 1. Зависимость эффективности контактного элемента от скорости пара при различных углах наклона лопастей ( $a - \alpha = 30^\circ$ ;  $b - 37.5^\circ$ ;  $v - 45^\circ$ ): 1, 2 – графоаналитические эффективности модели Хаузена соответственно в паровой фазе и жидкости; 3 – эффективность комплексной модели; 4, 5 – эффективности модели Мерффи соответственно в паровой фазе и жидкости; 6 – расчетная эффективность модели Хаузена

11 до 40 м/с. Угол наклона лопаток завихрителя составлял 30, 37.5 и 45°, длина контактного элемента изменялась от 140 до 360 мм. Диаметр контактных элементов составлял 50, 72, 102.5, 129 и 150 мм.

При исследовании эффективности контактных элементов диаметром, меньшим 150 мм, с целью сохранения одинаковой гидродинамической обстановки на тарелках устанавливалась ложная обечайка высотой 400 мм и диаметром, на 30% превышающем диаметр патрубка. Эффективность массообмена определялась по среднему контактному элементу.

Исследовались также три тарелки с семью контактными элементами каждая диаметром  $d = 102.5$  мм, длиной  $l = 3d$  и углом наклона лопастей  $\alpha = 37.5^\circ$  на полупромышленной колонне диаметром 500 мм [7]. В отличие от одноэлементной ступени подача жидкости с тарелки на тарелку осуществлялась по общим переточным трубам диаметром 25 мм, а уровень жидкости на тарелке составлял 50 мм. Колонна работала также с полным возвратом флегмы, что обеспечивало кратность циркуляции жидкости через элементы с четырех при скорости паров 4.5 м/с до двух при скорости 10 м/с.

Значения коэффициента фазового равновесия принято равным  $m = 1.0833$  путем интерполяции, исходя из данных равновесия [9] и сравнительно узкого диапазона изменения концентрации уксусной кислоты (2.1–2.9 мол.%).

Результаты исследований представлены на рис. 1–3. При скорости пара выше 30 м/с в патрубке диаметром  $d = 72$  мм и длиной  $l = 216$  мм наблюдается снижение эффективности контактного элемента (рис. 1), которое объясняется уменьшением времени контакта фаз и уносом жидкости со ступени. Следует отметить, что при увеличении угла наклона лопастей завихрителя эффективность контактной ступени снижается более значительно при повышении скорости пара.

Исследования влияния длины патрубка проведены при его диаметре  $d = 72$  мм и угле наклона лопастей  $\alpha = 37.5^\circ$ . Основной массообмен в длинных патрубках происходит в нижней части контактного элемента и увеличение его длины более четырех диаметров при скорости пара 20 м/с повышает эффективность незначительно (рис. 2,  $a$ ).

С возрастанием диаметра патрубка при его длине  $3d$  и скорости пара 20 м/с эффективность снижается (рис. 2,  $b$ ), что объясняется увеличением брызгоуноса и проскоком некоторого количества пара по центру контактного элемента. Вследствие этого исследованный диапазон диаметров патрубка можно рассматривать в качестве оптимального.

При других скоростях движения пара зависимости эффективности от длины и диаметра контактного элемента (не приводятся) имеют тот же характер, что и на рис. 2.

При небольших скоростях пара в патрубках многоэлементной тарелки (рис. 3) эффективность мала и обусловлена пульсационным режимом. Однако при переходе к установившемуся режиму эффективность возрастает и остается практически постоянной в широком диапазоне нагрузок по пару. Эффективность многоэлементной тарелки ненамного меньше, чем для одного патрубка.

Из рис. 1–3 видно, что эффективность в комплексной модели практически совпадает с эффективностями в модели Мерффи и примерно в полтора раза меньше соответствующих величин в модели Хаузена. Неко-

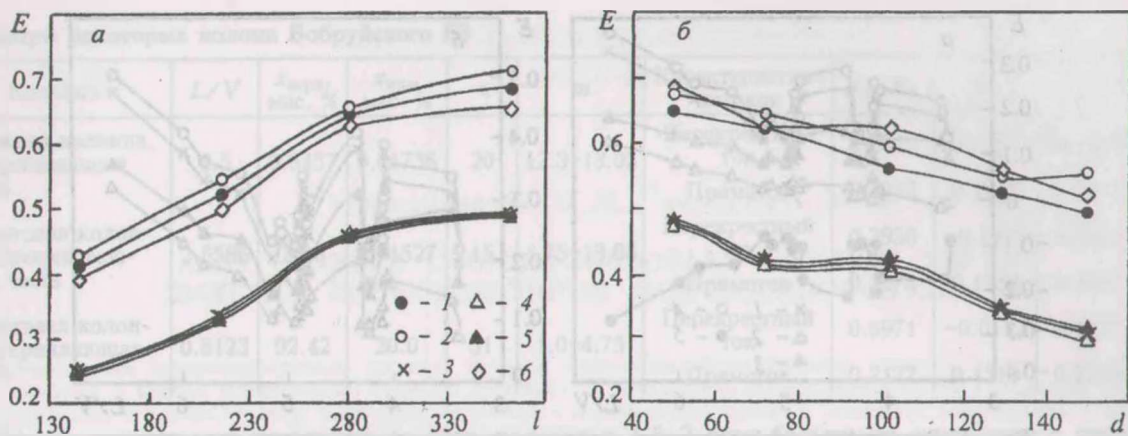


Рис. 2. Зависимость эффективности контактного элемента от длины патрубка (а) и его диаметра (б) при скорости пара  $W = 21$  м/с: 1-6 – обозначения те же, что и на рис. 1

горые различия эффективностей в модели Хаузена, полученных расчетным и графоаналитическим путем, вероятно, обусловлены неточностями графических построений. Для всех моделей характерны одинаковые отклики на изменение концентраций.

Для сравнения рассматриваемых моделей были также выполнены расчеты эффективностей при выделении фурфурола и этанола в промышленных колоннах, которые производились в определенной последовательности. В качестве исходных данных принимались:

- отношение мольных расходов  $L/V$ ;
- концентрации легколетучего компонента в кубовом продукте  $x_{\text{низ}}$  и на питающей тарелке  $x_{\text{верх}}$ ;
- нулевая концентрация легколетучего компонента в поступающем из куба паре, поскольку обогрев колонн осуществлялся острым паром;
- произвольное значение эффективности.

Коэффициенты фазового равновесия определялись для фурфурола по формуле [10]

$$m = 2 \frac{12 - x}{3 + x}, \quad (7)$$

а для этанола –

$$m = 0.277 \frac{250 - x}{5.3 + x} + 0.006x, \quad (8)$$

отличающейся от опытных данных [11] в среднем не более чем на  $\pm 0.9\%$  во всем диапазоне концентраций этанола от нуля до азеотропной точки и только в интервале до 1.6 мол.% имеющей максимальное расхождение до 5%. В выражениях (7) и (8) содержание легколетучего компонента представлено в мольных процентах.

Первоначально по исходным данным вычислялись значения коэффициентов фазового равновесия  $m$ . Затем рассчитывались составы поступающей на первую тарелку снизу жидкости и выходящего из нее пара по формулам, полученным в [1, 3], которые для комплексной модели уточнялись с учетом (2). По новым значениям  $x$  уточнялись значения  $m$  для второй снизу тарелки и находились соответствующие концентрации для нее. Аналогичные расчеты производились для всех тарелок, включая питающую. При наличии расхождения расчетной концентрации легколетучего компонента в жидкости, поступающей на питающую тарелку, с ее опытной величиной задавалось новое значение эффективности и расчеты повторялись до тех пор, пока концентрации не сходились.

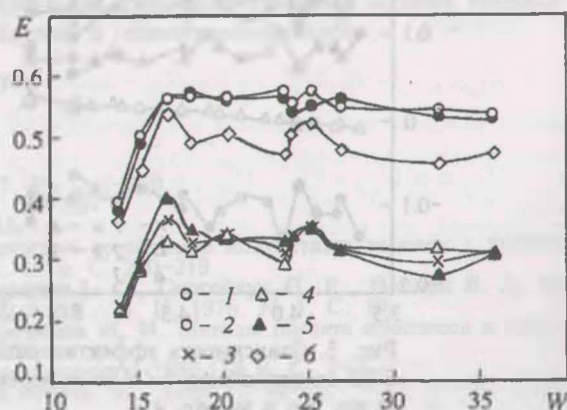


Рис. 3. Зависимость эффективности тарелки с семью контактными элементами от скорости пара: 1-6 – обозначения те же, что и на рис. 1

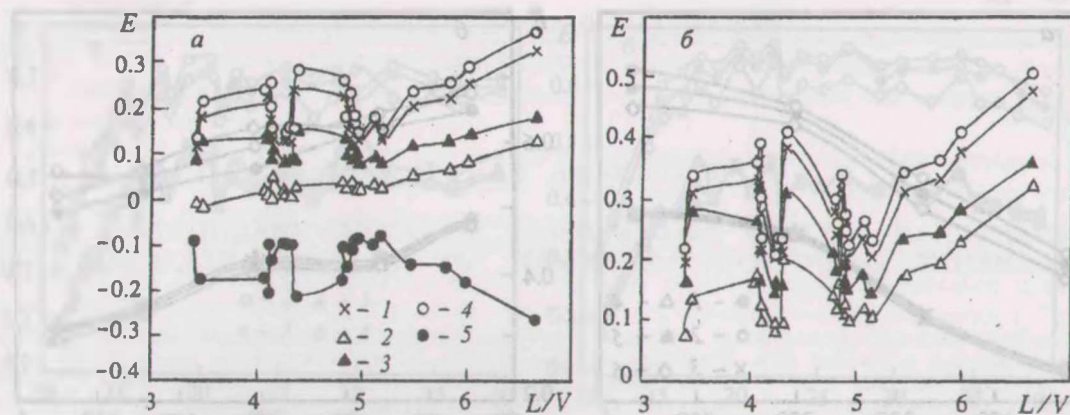


Рис. 4. Зависимость эффективности основных фурфурольных колонн от отношения  $L/V$  (*a* – перекрестный ток; *b* – прямоток): 1 – комплексная модель; 2, 3 – модель Мерффи при анализе эффективности в паровой фазе и жидкости соответственно; 4 – модель Хаузена; 5 – гипотетическая модель

Анализ проведен для перекрестного тока пара и жидкости без перемешивания ее на тарелке и с полным перемешиванием жидкости, когда расчетные зависимости совпадают с формулами прямоточного движения потоков.

В качестве объектов исследований были выбраны 23 основные фурфурольные колонны предприятий гидролизного профиля. Данные заимствованы из технологических регламентов на производство фурфурола 1978–1982 гг., т. е. периода относительно стабильной работы предприятий и сравнительно равномерной загрузки ректификационных колонн. Диаметр колонн с колпачковыми тарелками составлял 1.8 м для Бендерского биохимического завода (БХЗ), Ленинградского и Лобвинского гидролизных заводов (ГЗ), 2.2 м для Бельцкого, Георгиевского БХЗ и Хорского ГЗ, 4 м для Волжского гидролизно-дрожжевого завода (ГДЗ) и Кировского БХЗ и 2 м для остальных предприятий. Количество тарелок в исчерпывающей части колонны изменялось от 13 для Волжского ГДЗ до 28 для Краснодарского химкомбината (ХК).

Обогрев колонн осуществлялся острым паром, вследствие чего содержание фурфурола в поступающем на первую снизу тарелку паре принималось нулевым. Концентрация фурфурола в питании изменялась от 0.2 мас.% для Хорского ГЗ до 3.472 мас.% для Краснодарского ХК, в кубовом продукте (лютере) – от 0.017 мас.% для Мантуровского БХЗ до 0.05 мас.% для Краснодарского ХК. Различались также расходы пара и жидкости в рассматриваемых колоннах.

При анализе основной фурфурольной колонны Бендерского БХЗ диаметром 1.8 м с 25 тарелками колпачкового типа в исчерпывающей части расход пара изменялся в пределах 4–5.7 т/ч, кубового продукта – 17.88–23.433 т/ч. Концентрация фурфурола в питании составляла 0.37–0.87 мас.%, в кубовом продукте 0.021–0.087 мас.%. Расходы потоков и концентрации измерялись 1 раз в смену.

Результаты вычислений приведены на рис. 4, 5. На них наблюдается иное соотношение эффективностей, чем на рис. 1–3, поскольку при ректификации низкоконцентрированных растворов фурфурола коэффициенты фазового равновесия возрастают до 6–8. Комплексная модель в этом случае располагается между моделями Хаузена и Мерффи при анализе эффективности в последней в жидкой фазе, но ближе к первой при противотоке и перекрестном токе. Причем в последней форме организации потоков при малых отношениях  $L/V$  возможны даже отрицательные величины в модели Мерффи при анализе эффективности в паровой фазе. Гипотетическая модель всегда имеет отрицательные эффективности, но по модулю они приближаются к соответствующим значениям в комплексной модели, хотя несколько меньше их.

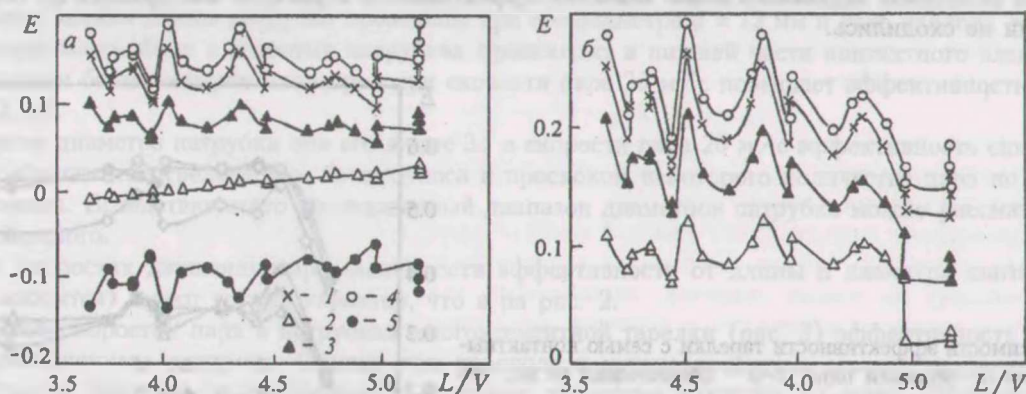


Рис. 5. Зависимость эффективности основной фурфурольной колонны Бендерского БХЗ от отношения  $L/V$  (*a* – перекрестный ток; *b* – прямоток): 1–5 – обозначения те же, что и на рис. 4

## Параметры некоторых колонн Бобруйского ГЗ

Колонна	$L/V$	$x_{\text{верх}}, \%$ мас. %	$x_{\text{низ}}, \%$ мас. %	$n$	$m$	Характеристика потоков	$E_k, E_n$	$E_1$	$E_2$	$E_3$
Бражная колонна, исчерпывающая часть	6.5	0.8457	0.01736	20	12.3–13.05	Перекрестный ток	0.2410	0.0257	0.1503	0.2625
						Прямоток	0.3752	0.1787	0.3007	0.3929
Спиртовая колонна, исчерпывающая часть	2.5586	20.0	0.01527	15	4.75–13.05	Перекрестный ток	0.2950	-0.1405	0.2480	0.3291
						Прямоток	0.5274	0.1939	0.4960	0.5502
Спиртовая колонна, укрепляющая часть	0.8123	92.42	20.0	51	1.0–4.75	Перекрестный ток	0.0971	-0.0132	0.1132	0.2213
						Прямоток	0.2122	0.1519	0.2263	0.3207

Эффективности при прямотоке во всех моделях в 1.5–2 раза больше по сравнению с перекрестным движением пара и жидкости.

Характеристики ректификационных колонн в производстве этанола Бобруйского ГЗ, заимствованные из технологического регламента на производство этанола, приведены в таблице. Эти колонны также обогревались острым паром. При расчете исчерпывающих частей колонн принято нулевое содержание этанола в поступающем на нижнюю тарелку паре, а в укрепляющей части спиртовой колонны – 0.2277 мол.%, полученное из расчета исчерпывающей части.

Данные таблицы показывают, что при больших значениях коэффициента  $m$  эффективность в комплексной модели также располагается между эффективностями в модели Мерффри (второй вариант массообмена) и Хаузена. Причем с возрастанием  $m$  комплексная модель приближается к последней. При меньших значениях  $m = 1-4.75$  эффективность в комплексной модели занимает промежуточное положение между эффективностями в модели Мерффри обоих вариантов, как это имело место на рис. 1–3. Следует подчеркнуть, что отмеченные особенности характерны для прямотока и перекрестного движения взаимодействующих фаз.

Из таблицы следует также, что при прямотоке эффективности во всех рассмотренных моделях за исключением модели Мерффри (первый вариант), в 1.5–2 раза больше эффективностей перекрестного тока. Причем, в модели Мерффри при анализе эффективности в жидкости (второй вариант) это соотношение равно двум для всех колонн и их частей. Отрицательные эффективности при перекрестном токе в модели Мерффри, выпадающей из указанной закономерности, обусловлены малыми отношениями  $L/V$  (спиртовая колонна), что снижает ценность данного варианта.

Проведенный анализ подтверждает предположение о том, что модель Хаузена является предельным случаем комплексной модели, к которому она стремится при увеличении  $m$  [7].

Таким образом, модель Хаузена позволяет получить приемлемые эффективности при  $m \gg 1$ , модель Мерффри – при  $m \rightarrow 1$ , а комплексная модель – во всех случаях. Использование гипотетической модели в том виде, в котором она представлена в [1, 3], нецелесообразно ввиду получаемых отрицательных эффективностей, но полезно, если коэффициент фазового равновесия находится в пределах  $1 > m > 0$ .

### Обозначения

$\alpha$  – угол наклона лопастей контактного элемента к горизонту, град;  $d$  – диаметр патрубка, мм;  $E$  – эффективность тарелки;  $h$  и  $h_1$  – безразмерное расстояние от места ввода пара и жидкости соответственно до поверхности равенства концентраций фаз в идеальной и действительной тарелках;  $L$  – молярный поток жидкости;  $l$  – длина контактного элемента, мм;  $m$  – коэффициент фазового равновесия;  $V$  – молярный поток пара;  $W$  – осевая скорость движения пара в патрубке, м/с;  $x$  и  $y$  – концентрация легколетучего компонента соответственно в жидкости и паре. Индексы: верх – питание сверху части колонны; к – перекрестное движение фаз; низ – отвод снизу части колонны;  $n$  – номер рассматриваемой тарелки;  $n-1$  – номер предыдущей тарелки по ходу движения пара;  $p$  – прямоточное движение фаз; 1–4 варианты массообмена, соответствующие условиям модели идеальной и реальной тарелок в моделях Мерффри при анализе эффективности в паровой фазе и жидкости, модели Хаузена и гипотетической модели.

### Литература

1. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2001. Т. 74, № 1. С. 50–56.
2. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2001. Т. 74, № 1. С. 57–61.
3. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2001. Т. 74, № 2. С. 38–42.
4. Murphree E. V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, No. 7. Pp. 747–750.
5. Hausen H. // Chem. Ing. Tech. 1953. Bd. 25, No. 10. S. 595–597.
6. Павлечко В. Н. // ИФЖ. 2002. Т. 75, № 1. С. 112–116.
7. Левданский Э. И. Разработка, исследование и практическое применение контактных тарелок с прямоточно-центробежными элементами. Дис. ... канд. техн. наук. Минск, 1974. С. 210–219.
8. Левданский Э. И., Плекхов И. М., Ершов А. И., Корнеев А. С., Сергейчук П. Е., Иванов В. А. Массообменный аппарат. А. с. 498009 СССР: В 01 D 3/26; В 01 D 3/30. // Б. И. 1976. № 1. С. 10.
9. Романков П. Г., Фролов В. Ф., Флисюк О. М., Курочкина М. И. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи). СПб., 1993. С. 457.
10. Павлечко В. Н. // Гидролизная и лесохимическая промышленность. 1987. № 8. С. 2–3.
11. Стабников В. Н. Перегонка и ректификация этилового спирта. М., 1969. С. 44–46.