ИНЖЕНЕРНО-ФИЗИЧЕСКИЙ ЖУРНАЛ

2001 г. СЕНТЯБРЬ–ОКТЯБРЬ ТОМ 74, № 5

УДК 66.048.375

В. Н. Павлечко, И. М. Плехов, В. Н. Гуляев

О ВЗАИМОСВЯЗИ КИНЕТИЧЕСКИХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ И ДВИЖУЩИХ СИЛ

Получены обобщенные зависимости высот единиц переноса идеальной и реальной ступеней, выраженные параметрами реальной тарелки в паровой и жидкой фазах. Приведены частные зависимости высот единиц переноса, эквивалентных теоретической тарелке, выраженные параметрами реальной тарелки в паровой фазе, для четырех вариантов взаимосвязи идеальной и реальной тарелок, два из которых характерны для модели Мерфри при анализе эффективности в паровой и жидкой фазах, один – для модели Хаузена. Отношение высот идеальной и реальной тарелок во всех вариантах равно эффективности. Отмечено, что выражения средних движущих сил, коэффициентов массопередачи и чисел единиц переноса индивидуальны для каждого варианта и формы организации движения фаз, но в обобщенном виде передаются известными зависимостями.

При расчетах процессов ректификации важными показателями являются высота единиц переноса H, коэффициент массопередачи K и число единиц переноса N [1, 2]. Два первых отражают кинетику процесса, если движущая сила выражена соответственно через N и разность концентраций.

Рабочая высота ступени контакта, соответствующая его реальной ступени, может быть выражена параметрами паровой и жидкой фаз

$$H' = \frac{V\,(y_n - y_{n-1})}{K_{\text{v}} a S \Delta y_{\text{ср}}}, \tag{1}$$

$$H' = \frac{L\,(x_n - x_{n-1})}{K_{\text{liq}} a S \Delta x_{\text{ср}}}. \tag{2}$$

В работе [3] проведен анализ выражений движущей силы для различных форм организации потоков взаимодействующих фаз для четырех вариантов взаимосвязи идеальной и реальной ступени контакта. Первый вариант отличается равенством составов пара, поступающего на обе ступени, и жидкости, уходящей с них. Эти условия характерны для модели Мерфри [4, 5] при анализе эффективности в паровой фазе. Во втором варианте совпадают составы пара, выходящего из идеальной и реальной ступеней, и жидкости, поступающей на них, что свойственно модели Мерфри при анализе эффективности в жидкости [4, 5]. Третий вариант отличается равенством составов пара и жидкости, поступающих на идеальную и действительную ступени контакта, что характеризует модель Хаузена [5, 6]. В четвертом варианте совпадают составы пара и жидкости, уходящих с идеальной и реальной ступеней. В частности, при прямотоке и условиях связи идеальной и реальной тарелок, соответствующих модели Мерфри при анализе эффективности массообмена в паровой фазе, средние движущие силы, выраженные параметрами паровой и жидкой фаз, соответственно равны

$$\Delta y_{\text{п1ср}} = \frac{m x_n - y_{n-1} - m x_{n-1} + y_n}{\ln \dfrac{m x_n - y_{n-1}}{m x_{n-1} - y_n}} = \frac{\left(1 + \dfrac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \dfrac{1 + \dfrac{mV}{L} E_{\text{п1}}}{1 - E_{\text{п1}}}}, \tag{3}$$

$$\Delta x_{\text{п1ср}} = \frac{x_n - \dfrac{y_{n-1}}{m} - x_{n-1} + \dfrac{y_n}{m}}{\ln \dfrac{x_n - \dfrac{y_{n-1}}{m}}{x_{n-1} - \dfrac{y_n}{m}}} = \frac{\left(\dfrac{L}{mV} + 1\right)(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{1 + \dfrac{mV}{L} E_{\text{п1}}}{1 - E_{\text{п1}}}}. \tag{4}$$

Аналогичные зависимости найдены и в других вариантах массопередачи для всех форм организации потоков (табл. 1). Отсутствие значений средних движущих сил в четвертом варианте при прямотоке и во втором варианте при противотоке в этой и других таблицах обусловлено тем, что в этих моделях эффективность равна единице.

Белорусский государственный технологический университет, г. Минск. Поступила 14.06.2000, в окончательной редакции – 20.11.2000.

Т а б л и ц а 1. **Величины средних движущих сил, выраженные параметрами жидкой и паровой фаз**

Средние движущие силы	Варианты массообмена			
	1	2	3	4
		Прямоток		
$\Delta x_{\text{п,ср}}$	$\Delta x_{\text{п1ср}} = \dfrac{\left(\dfrac{L}{mV} + 1\right)(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{1 + \dfrac{mV}{L} E_{\text{п1}}}{1 - E_{\text{п1}}}}$	$\Delta x_{\text{п2ср}} = \dfrac{\left(\dfrac{L}{mV} + 1\right)(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{1 + \dfrac{L}{mV} E_{\text{п2}}}{1 - E_{\text{п2}}}}$	$\Delta x_{\text{п3ср}} = \dfrac{\left(\dfrac{L}{mV} + 1\right)(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{1}{1 - E_{\text{п3}}}}$	–
$\Delta y_{\text{п,ср}}$	$\Delta y_{\text{п1ср}} = \dfrac{\left(1 + \dfrac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \dfrac{1 + \dfrac{mV}{L} E_{\text{п1}}}{1 - E_{\text{п1}}}}$	$\Delta y_{\text{п2ср}} = \dfrac{\left(1 + \dfrac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \dfrac{1 + \dfrac{L}{mV} E_{\text{п2}}}{1 - E_{\text{п2}}}}$	$\Delta y_{\text{п3ср}} = \dfrac{\left(1 + \dfrac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \dfrac{1}{1 - E_{\text{п3}}}}$	
		Противоток		
$\Delta x_{\text{g.ср}}$	$\Delta x_{\text{g1ср}} = \dfrac{\left(\dfrac{L}{mV} - 1\right)(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{1}{1 - E_{\text{g1}}}}$	–	$\Delta x_{\text{g3ср}} = \dfrac{\left(\dfrac{L}{mV} - 1\right)(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{1 - \dfrac{mV}{L} E_{\text{g3}}}{1 - E_{\text{g3}}}}$	$\Delta x_{\text{g4ср}} = \dfrac{\left(\dfrac{L}{mV} - 1\right)(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{1 - \dfrac{L}{mV} E_{\text{g4}}}{1 - E_{\text{g4}}}}$
$\Delta y_{\text{g.ср}}$	$\Delta y_{\text{g1ср}} = \dfrac{\left(1 - \dfrac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \dfrac{1}{1 - E_{\text{g1}}}}$	–	$\Delta y_{\text{g3ср}} = \dfrac{\left(1 - \dfrac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \dfrac{1 - \dfrac{mV}{L} E_{\text{g3}}}{1 - E_{\text{g3}}}}$	$\Delta y_{\text{g4ср}} = \dfrac{\left(1 - \dfrac{mV}{L}\right)(y_n - y_{n-1})}{\ln \dfrac{1 - \dfrac{L}{mV} E_{\text{g4}}}{1 - E_{\text{g4}}}}$
		Перекрестный ток		
$\Delta x_{\text{k,ср}}$	$\Delta x_{\text{k1ср}} = \dfrac{\dfrac{L}{mV}(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{\dfrac{2L}{mV} - 1 + E_{\text{k1}}}{\left(\dfrac{2L}{mV} - 1\right)(1 - E_{\text{k1}})}}$	$\Delta x_{\text{k2ср}} = \dfrac{\dfrac{L}{mV}(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{\dfrac{2L}{mV} E_{\text{k2}} + 1 - E_{\text{k2}}}{1 - E_{\text{k2}}}}$	$\Delta x_{\text{k3ср}} = \dfrac{\dfrac{L}{mV}(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{\dfrac{2L}{mV} + 1 - E_{\text{k3}}}{\left(\dfrac{2L}{mV} + 1\right)(1 - E_{\text{k3}})}}$	$\Delta x_{\text{k4ср}} = \dfrac{\dfrac{L}{mV}(x_n - x_{n-1})}{\ln \dfrac{1 - E_{\text{k4}} - \dfrac{2L}{mV} E_{\text{k4}}}{1 - E_{\text{k4}}}}$
$\Delta y_{\text{k,ср}}$	$\Delta y_{\text{k1ср}} = \dfrac{y_n - y_{n-1}}{\ln \dfrac{\dfrac{2L}{mV} - 1 + E_{\text{k1}}}{\left(\dfrac{2L}{mV} - 1\right)(1 - E_{\text{k1}})}}$	$\Delta y_{\text{k2ср}} = \dfrac{y_n - y_{n-1}}{\ln \dfrac{\dfrac{2L}{mV} E_{\text{k2}} + 1 - E_{\text{k2}}}{1 - E_{\text{k2}}}}$	$\Delta y_{\text{k3ср}} = \dfrac{y_n - y_{n-1}}{\ln \dfrac{\dfrac{2L}{mV} + 1 - E_{\text{k3}}}{\left(\dfrac{2L}{mV} + 1\right)(1 - E_{\text{k3}})}}$	$\Delta y_{\text{k4ср}} = \dfrac{y_n - y_{n-1}}{\ln \dfrac{1 - E_{\text{k4}} - \dfrac{2L}{mV} E_{\text{k4}}}{1 - E_{\text{k4}}}}$

Подставляя (3) в (1) и (4) в (2), соответственно получим

$$H' = \frac{V \ln \dfrac{1 + \dfrac{mV}{L} E_{\text{п1}}}{1 - E_{\text{п1}}}}{K_{\text{v}} aS \left(1 + \dfrac{mV}{L}\right)}, \tag{5}$$

$$H' = \frac{L \ln \dfrac{1 + \dfrac{mV}{L} E_{\text{п1}}}{1 - E_{\text{п1}}}}{K_{\text{liq}} aS \left(1 + \dfrac{mV}{L}\right)}. \tag{6}$$

Подобные выражения могут быть найдены также во всех вариантах массопередачи и для всех форм организации потоков.

С приближением эффективности к единице в полученных выражениях знаменатель числа логарифма стремится к нулю, а значение логарифма и соответственно высота идеальной ступени – к бесконечности, поскольку разность концентраций по легколетучему компоненту после идеальной ступени приближается к нулю и определение среднего логарифмического значения движущей силы затруднено. Поэтому формулы

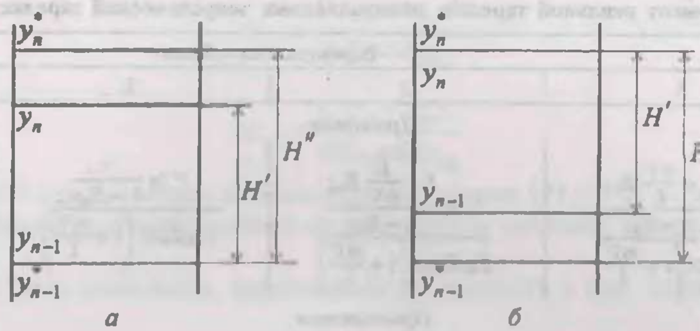

Рис. 1. Концентрации легколетучего компонента в паровой фазе в первом, третьем (*а*), втором и четвертом (*б*) вариантах

(5) и (6) могут быть использованы только для определения высоты действительной ступени и непригодны для вычислений высоты идеальной ступени.

На рис. 1 и 2 представлены концентрации легколетучего компонента в паровой фазе и жидкости, а также соответствующие высоты ступеней контакта. Как видно из рисунков, высота H' пропорциональна разности $(y_n - y_{n-1})$ и $(x_n - x_{n-1})$, а высота H'' – $(y_n^* - y_{n-1}^*)$ и $(x_n^* - x_{n-1}^*)$. С учетом вариантов взаимосвязи идеальной и реальной ступеней указанные пропорциональности несколько видоизменяются.

В работах [7–9] проведен анализ моделей эффективности ступеней контакта при прямоточном, противоточном и перекрестном движении паровой и жидкой фаз с учетом особенностей взаимосвязи идеальной и реальной ступеней. Из результатов этих работ во всех вариантах и для всех форм организации потоков можно получить следующие выражения:

$$y_n^* - y_{n-1}^* = \frac{y_n - y_{n-1}}{E}, \tag{7}$$

$$x_n^* - x_{n-1}^* = \frac{x_n - x_{n-1}}{E}, \tag{8}$$

которые также видоизменяются в зависимости от индивидуальных особенностей вариантов.

С учетом (7) и (8) высоту H'' для прямотока в первом варианте взаимосвязи идеальной и реальной ступеней контакта представим как

$$H'' = \frac{H'}{E_{п1}} = \frac{V \ln \dfrac{1 + \dfrac{mV}{L} E_{п1}}{1 - E_{п1}}}{E_{п1} K_{v} a S \left(1 + \dfrac{mV}{L}\right)}, \tag{9}$$

$$H'' = \frac{H'}{E_{п1}} = \frac{L \ln \dfrac{1 + \dfrac{mV}{L} E_{п1}}{1 - E_{п1}}}{E_{п1} K_{\text{liq}} a S \left(1 + \dfrac{mV}{L}\right)}. \tag{10}$$

Аналогичные выражения выводятся для других вариантов и форм организации потоков. Они позволяют определить высоту теоретической тарелки по параметрам действительной тарелки. Как и формулы (5) и (6), они мало пригодны при значениях эффективности, равных единице.

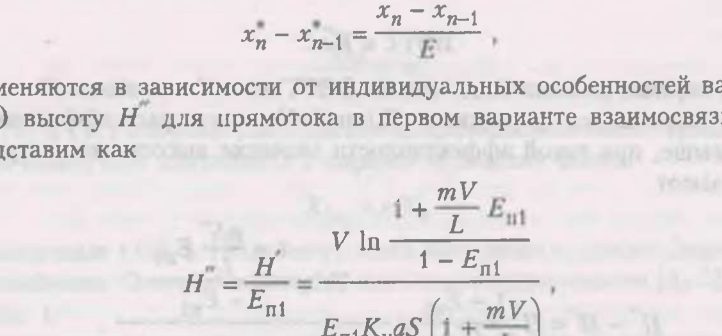

Рис. 2. Концентрации легколетучего компонента в жидкости в первом, четвертом (*а*), втором и третьем (*б*) вариантах

Таблица 2. **Значения высот реальной тарелки, эквивалентных теоретической тарелке**

Высота реальной тарелки	Варианты массообмена			
	1	2	3	4
	Прямоток			
$(ВЭТТ)_п$	$\dfrac{V\ln\dfrac{1+\frac{mV}{L}E_{п1}}{1-E_{п1}}}{E_{п1}K_vaS\left(1+\frac{mV}{L}\right)}$	$\dfrac{V\ln\dfrac{1+\frac{L}{mV}E_{п2}}{1-E_{п2}}}{E_{п2}K_vaS\left(1+\frac{mV}{L}\right)}$	$\dfrac{V\ln\dfrac{1}{1-E_{п3}}}{E_{п3}K_vaS\left(1+\frac{mV}{L}\right)}$	–
	Противоток			
$(ВЭТТ)_g$	$\dfrac{V\ln\dfrac{1}{1-E_{g1}}}{E_{g1}K_vaS\left(1-\frac{mV}{L}\right)}$	–	$\dfrac{V\ln\dfrac{1-\frac{mV}{L}E_{g3}}{1-E_{g3}}}{E_{g3}K_vaS\left(1-\frac{mV}{L}\right)}$	$\dfrac{V\ln\dfrac{1-\frac{L}{mV}E_{g4}}{1-E_{g4}}}{E_{g4}K_vaS\left(1-\frac{mV}{L}\right)}$
	Перекрестный ток			
$(ВЭТТ)_k$	$\dfrac{V\ln\dfrac{\frac{2L}{mV}-1+E_{k1}}{\left(\frac{2L}{mV}-1\right)(1-E_{k1})}}{E_{k1}K_vaS}$	$\dfrac{V\ln\dfrac{\frac{2L}{mV}E_{k2}+1-E_{k2}}{1-E_{k2}}}{E_{k2}K_vaS}$	$\dfrac{V\ln\dfrac{\frac{2L}{mV}+1-E_{k3}}{\left(\frac{2L}{mV}+1\right)(1-E_{k3})}}{E_{k3}K_vaS}$	$\dfrac{V\ln\dfrac{1-E_{k4}-\frac{2L}{mV}E_{k4}}{1-E_{k4}}}{E_{k4}K_vaS}$

Поскольку на ступени контакта высотой H'' достигаются такие же концентрации легколетучего компонента, как и в идеальных условиях, H'' является высотой реальной ступени, эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ), т. е.

$$ВЭТТ = H''. \tag{11}$$

Высота теоретической тарелки должна быть меньше ВЭТТ из-за более высокой интенсивности процессов массообмена. Она может выражаться формулами (9) и (10), в которых эффективность равна единице. Однако, как отмечалось выше, при такой эффективности значение высоты не конкретизируется.

Определим разность высот

$$H'' - H' = H'\frac{1-E_{п1}}{E_{п1}} = \frac{V\ln\dfrac{1+\frac{mV}{L}E_{п1}}{1-E_{п1}}}{K_vaS\left(1+\frac{mV}{L}\right)\dfrac{E_{п1}}{1-E_{п1}}}. \tag{12}$$

Поскольку выражение (12) представляет собой неопределенность, для ее раскрытия разыщем предел, следуя правилу Лопиталя и взяв производные числителя и знаменателя:

$$\lim_{E_{п1}\to 1}(H''-H') = \lim_{E_{п1}\to 1}\frac{V\ln\dfrac{1+\frac{mV}{L}E_{п1}}{1-E_{п1}}}{K_vaS\left(1+\frac{mV}{L}\right)\dfrac{E_{п1}}{1-E_{п1}}} = \lim_{E_{п1}\to 1}\frac{V}{K_vaS\left(1+\frac{mV}{L}\right)}\frac{\left(\ln\dfrac{1+\frac{mV}{L}E_{п1}}{1-E_{п1}}\right)'}{\left(\dfrac{E_{п1}}{1-E_{п1}}\right)'} =$$

$$= \lim_{E_{п1}\to 1}\frac{V}{K_vaS\left(1+\frac{mV}{L}\right)}\frac{\left(1+\frac{mV}{L}\right)(1-E_{п1})}{1+\frac{mV}{L}E_{п1}} = \lim_{E_{п1}\to 1}\frac{V}{K_vaS}\frac{1-E_{п1}}{1+\frac{mV}{L}E_{п1}} = 0\,.$$

Доказательство равенства нулю разности высот идеальной и реальной тарелок при $E_{п1}\to 1$ подтверждает, что высотой теоретической ступени является H'.

Аналогичным образом можно получить подобные зависимости во всех вариантах массопередачи для всех форм организации потоков, что позволяет выразить высоту идеальной ступени соответствующими зависимостями (табл. 2) и в обобщенном виде представить ее формулами

$$H_{\text{т.т}} = \frac{V\,(y_n - y_{n-1})}{EK_{\text{v}}aS\Delta y_{\text{ср}}}\,, \tag{13}$$

$$H_{\text{т.т}} = \frac{L\,(x_n - x_{n-1})}{EK_{\text{liq}}aS\Delta x_{\text{ср}}}\,. \tag{14}$$

Таким образом, ВЭТТ при прямотоке определяется формулами (9) и (10), а высота идеальной ступени – (5) и (6). Они применимы при подстановке в них параметров реальной ступени контакта паровой фазы и жидкости.

Количество легколетучего компонента, переходящего из жидкости в пар, выражается [1, 2] через параметры паровой фазы

$$M = K_{\text{v}}aSH\Delta y_{\text{ср}} \tag{15}$$

или параметры жидкости

$$M = K_{\text{liq}}aSH\Delta x_{\text{ср}}\,, \tag{16}$$

Приравнивая формулы (15) и (16), можно получить соотношение

$$K_{\text{v}}\Delta y_{\text{ср}} = K_{\text{liq}}\Delta x_{\text{ср}}\,. \tag{17}$$

Для прямотока при условии связи идеальной и реальной тарелок, соответствующих модели Мерфри при анализе эффективности в паровой фазе, средние движущие силы, выраженные параметрами паровой и жидкой фаз, определяются формулами (3) и (4).

Делением левых и правых частей (3) и (4) получим зависимость

$$\frac{\Delta y_{\text{п1ср}}}{\Delta x_{\text{п1ср}}} = m\,, \tag{18}$$

которая в обобщенном виде во всех вариантах массопередачи для всех форм организации потоков представляется так:

$$\frac{\Delta y_{\text{ср}}}{\Delta x_{\text{ср}}} = m\,. \tag{19}$$

При подстановке (19) в (17) получим соотношение коэффициентов массопередачи, выраженных посредством концентраций легколетучего компонента в паровой и жидкой фазах:

$$K_{\text{liq}} = mK_{\text{v}}\,. \tag{20}$$

Соотношения, аналогичные (19) и (20), могут быть выведены в других формах организации потоков во всех вариантах массообмена. Они соответствуют известным зависимостям [1, 2], что подтверждает справедливость данных табл. 1.

Таким образом, отношение средних движущих сил в паровой фазе и жидкости пропорционально коэффициенту равновесия, а коэффициентов массопередачи в паре и жидкости – обратно пропорционально этой величине.

Исходя из уравнения материального баланса по легколетучему компоненту, его количество, переходящее из жидкости в пар, равно

$$M = V\,(y_n - y_{n-1}) = L\,(x_n - x_{n-1})\,. \tag{21}$$

Числа единиц переноса N_{v} и N_{liq} представляют собой результат совместного решения уравнений равновесия и рабочей линии процесса, задаваемой начальными и конечными концентрациями [2]. Эти числа, выраженные параметрами паровой и жидкой фаз, в первом варианте при прямотоке определяются соответствующими зависимостями

$$N_{\text{п1v}} = \frac{y_n - y_{n-1}}{\Delta y_{\text{п1ср}}} = \frac{K_{\text{v}}aSH}{V}\,, \tag{22}$$

$$N_{\text{п1liq}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{\Delta x_{\text{п1ср}}} = \frac{K_{\text{liq}}aSH}{L}\,. \tag{23}$$

Совместное решение (3) и (22), (4) и (23) с учетом (21) приводит к известной формуле

$$\frac{N_{\text{п1v}}}{N_{\text{п1liq}}} = \frac{L}{mV}\,. \tag{24}$$

Зависимости, аналогичные (22)–(24), также получаются в других вариантах для всех форм организации потоков фаз и в обобщенном виде представляются соотношениями

Т а б л и ц а 3. **Выражения чисел единиц переноса**

Числа единиц переноса N	Варианты массообмена			
	1	2	3	4
		Прямоток		
$N_{\text{п,v}}$	$\dfrac{\ln \dfrac{1 + \frac{mV}{L} E_{\text{п}1}}{1 - E_{\text{п}1}}}{1 + \frac{mV}{L}}$	$\dfrac{\ln \dfrac{1 + \frac{L}{mV} E_{\text{п}2}}{1 - E_{\text{п}2}}}{1 + \frac{mV}{L}}$	$\dfrac{\ln \dfrac{1}{1 - E_{\text{п}3}}}{1 + \frac{mV}{L}}$	
		Противоток		
$N_{\text{g,v}}$	$\dfrac{\ln \dfrac{1}{1 - E_{\text{g}1}}}{1 - \frac{mV}{L}}$	–	$\dfrac{\ln \dfrac{1 - \frac{mV}{L} E_{\text{g}3}}{1 - E_{\text{g}3}}}{1 - \frac{mV}{L}}$	$\dfrac{\ln \dfrac{1 - \frac{L}{mV} E_{\text{g}4}}{1 - E_{\text{g}4}}}{1 - \frac{mV}{L}}$
		Перекрестный ток		
$N_{\text{k,v}}$	$\ln \dfrac{\frac{2L}{mV} - 1 + E_{\text{k}1}}{\left(\frac{2L}{mV} - 1\right)(1 - E_{\text{k}1})}$	$\ln \dfrac{\frac{2L}{mV} E_{\text{k}2} + 1 - E_{\text{k}2}}{1 - E_{\text{k}2}}$	$\ln \dfrac{\frac{2L}{mV} + 1 - E_{\text{k}3}}{\left(\frac{2L}{mV} + 1\right)(1 - E_{\text{k}3})}$	$\ln \dfrac{1 - E_{\text{k}4} - \frac{2L}{mV} E_{\text{k}4}}{1 - E_{\text{k}4}}$

$$N_{\text{v}} = \frac{y_n - y_{n-1}}{\Delta y_{\text{ср}}}, \tag{25}$$

$$N_{\text{liq}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{\Delta x_{\text{ср}}}, \tag{26}$$

$$\frac{N_{\text{v}}}{N_{\text{liq}}} = \frac{L}{mV}. \tag{27}$$

Некоторые частные зависимости чисел единиц переноса приведены в табл. 3.

Следует отметить, что значения средних движущих сил, выраженные через разность концентраций, значения чисел единиц переноса и коэффициентов массопередачи справедливы только в пределах индивидуальных вариантов и форм организации потоков, т. е. параметры, полученные, например, для первого варианта взаимосвязи идеальной и реальной тарелок при прямотоке, пригодны только для этих условий и отличаются от соответствующих величин, полученных при других условиях. Однако их отношения в соответствии с формулами (19), (20) и (27) остаются неизменными для любых случаев.

Обозначения

a – удельная поверхность контакта фаз, приходящаяся на единицу объема тарелки, м^2/м^3; E – эффективность тарелки; H – высота тарелки, м; K – коэффициент массопередачи, моль/(м^2·с·моль/м^3); L – молярный поток жидкости, моль/с; m – коэффициент равновесия; M – количество вещества, переходящего из жидкости в пар, моль/с; N – число единиц переноса; S – поверхность тарелки, м^2; V – молярный поток паровой фазы, моль/с; x, y – соответственно концентрация легколетучего компонента в жидкости и паре, моль/м^3. Индексы: g – противоток; k – перекрестный ток; liq – жидкая фаза; n – номер рассматриваемой тарелки; n–1 – номер предыдущей тарелки по ходу движения пара; п – прямоток; ср – среднее значение; т.т – теоретическая (идеальная) тарелка; v – паровая фаза; 1–4 – номера рассматриваемых вариантов; ′ – теоретическая тарелка; ″ – действительная тарелка, эквивалентная теоретической; * – идеальные условия.

Литература

1. **Касаткин А. Г.** Основные процессы и аппараты химической технологии. М., 1971. С. 438–448.
2. **Кафаров В. В.** Основы массопередачи. М., 1972. С. 217–230.
3. **Павлечко В. Н., Плехов И. М.** //Тр. БГТУ. Сер. 3. Химия и технология неорганических веществ. 2000. Вып. 8. С. 276–282.
4. **Murphree E. V.** //Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, No. 7. P. 747–750.
5. **Medina A. G., Ashton N., McDermott C.** //Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, No. 9. P. 1105–1112.
6. **Hausen H.** //Chem. Ing. Tech. 1953. Bd. 25, No. 10. S. 595–597.
7. **Павлечко В. Н.** //Тр. БГТУ. Сер. 3. Химия и химическая технология. 1998. Вып. 6. С. 131–138.
8. **Павлечко В. Н.** //Тр. БГТУ. Сер. 3. Химия и химическая технология. 1998. Вып. 6. С. 138–144.
9. **Павлечко В. Н.** //ИФЖ. 1999. Т. 72, № 4. С. 764–770.