$$y_n^* = mx_n^* \qquad (2)$$

Жидкость на тарелке можно представить состоящей из двух частей. Одна из них φ полностью перемешана и соответствует условию (1), другая (1-φ) движется в режиме идеального вытеснения и соответствует условию (2). Степень перемешивания жидкости в этом случае определяется количеством полностью перемешанной жидкости φ.

Содержание легколетучего компонента в паровой фазе после идеальной тарелки с частично перемешанной жидкостью при противотоке равно

$$y_n^* = \varphi \; x_{n-1}^* + (1-\varphi)x_n^*. \qquad (3)$$

Такое представление о степени перемешивания упрощает последующие математические выкладки и сокращает затраты на обработку результатов исследований. Степень перемешивания определяется экспериментальным путем в зависимости от конструктивных, технологических особенностей массообменного аппарата и свойств разделяемой смеси.

ЛИТЕРАТУРА

1. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М., 1972. -С. 276 – 289.
2. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Т. 2. – Л., 1969. -С. 24 – 27.

УДК 66.048.375

В.Н.Павлечко
(БГТУ, г. Минск)

АНАЛИЗ ОСНОВНЫХ МОДЕЛЕЙ МАССООБМЕНА ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ БИНАРНЫХ СМЕСЕЙ

Отличительные особенности модели Мерфри [1] при анализе эффективности в паровой фазе и жидкости формализуются, в частности, в виде соответствующих равенств, характеризующих условия связи идеальной и реальной тарелок [2]:

$$y_{n-1}^* = y_{n-1}, \quad x_{n-1}^* = x_{n-1}; \qquad (1)$$

$$y_n^* = y_n, \quad x_n^* = x_n, \qquad (2)$$

а для модели Хаузена [3] – в виде [2]

$$y_{n-1}^* = y_{n-1}, \quad x_n^* = x_n. \qquad (3)$$

Возможен также гипотетический вариант взаимосвязи идеальной и реальной тарелок [4], для которого характерны условия

$$y_n^* = y_n, \quad x_{n-1}^* = x_{n-1}. \qquad (4)$$

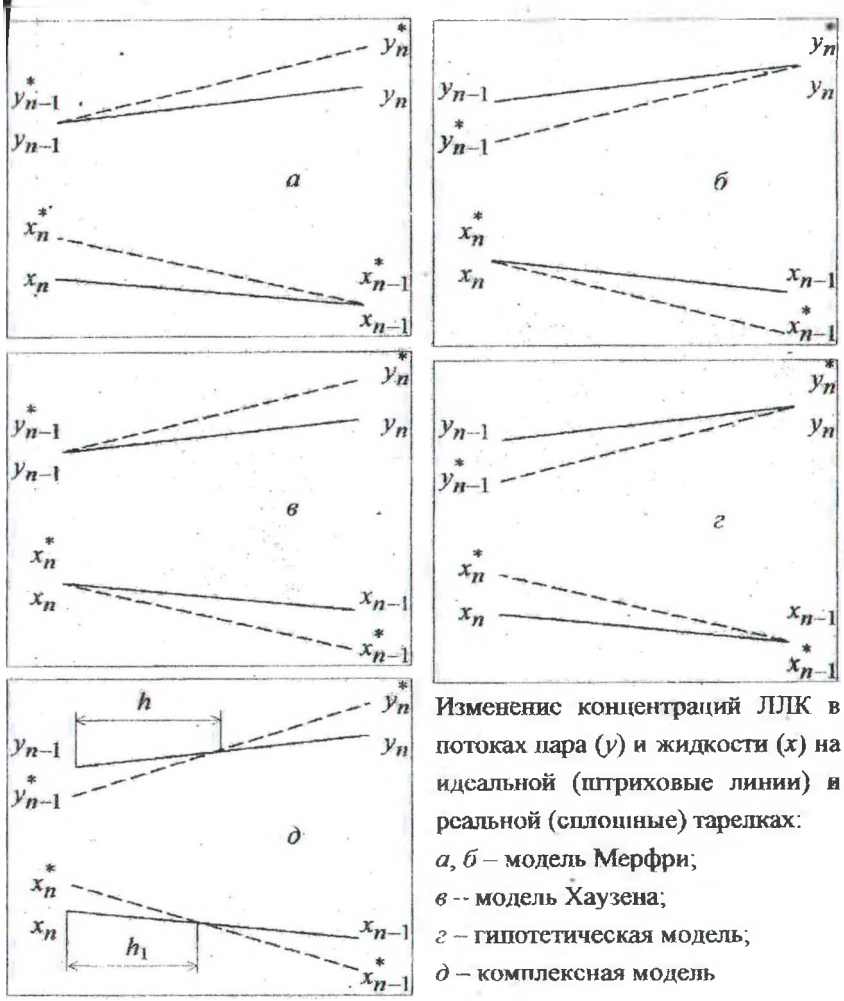
Левые части в условиях (1), относящиеся к идеальной тарелке, должны быть меньше правых (рис. *а*), поскольку эта тарелка работает более эффективно. Их равенство указывает на ухудшение показателей работы идеальной тарелки и на идеализацию параметров реальной ступени.

В условиях (2) левые части должны быть больше правых (рис. *б*), т.к. первые принадлежат работающей более эффективно идеальной тарелке. Однако в связи с их уравниванием показатели масообмена на реальной тарелке идеализируются, а параметры идеальной ступени в какой-то мере приближаются к действительным условиям.

Подобные особенности свойственны также модели Хаузена и гипотетической модели, когда занижаются концентрации легколетучего компонента (ЛЛК) в паровой фазе и жидкости перед идеальной тарелкой (рис. *в*) или после нее (рис. *г*). В конечном итоге эффективность реальной тарелки завышается, а параметры идеальной тарелки ухудшаются и рассмотренные модели отражают действительные условия массообмена с определенными отклонениями.

Аналогичные погрешности моделей, как правило, имеют место также при анализе условий равновесия парового и жидкого потоков на идеальной тарелке $y_n^* = mx_{n-1}^*$ при прямотоке [4] и $y_n^* = mx_n^*$ при противотоке [5]. Исключениями являются модель Хаузена при прямотоке и модель Мерфри при анализе эффективности в паровой фазе при противотоке.

Указанные отклонения устраняются в комплексной модели, отличающейся от известных условиями связи идеальной и реальной тарелок. В ней концентрации ЛЛК на указанных тарелках уравниваются на некотором расстоянии h для пара и h_1 для жидкости от места ввода фаз (рис. *д*). Перед идеальной тарелкой содержание ЛЛК в паровой фазе меньше, а в жидкости больше, чем перед идеальной. После массообмена в идеальных условиях концентрация ЛЛК в паровой фазе больше, а в жидкости меньше, чем в действительности. Расстояния h и h_1 определяются теплофизическими свойствами компонентов разделяемых смесей. Задаваясь различными их значениями в зависимости, например, от летучести компонентов, можно более точно моделировать реальные условия масообмена.



Изменение концентраций ЛЛК в потоках пара (y) и жидкости (x) на идеальной (штриховые линии) и реальной (сплошные) тарелках:
а, б – модель Мерфри;
в – модель Хаузена;
г – гипотетическая модель;
д – комплексная модель

Анализ связей идеальной и реальной тарелок на рис. *а* – *г* показывает, что они являются граничными случаями комплексной модели (рис. *д*), у которой расстояния h и h_1 принимают значения, равные нулю или 1.

ЛИТЕРАТУРА

1. Murphree E.V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, № 7. P. 747 – 750.
2. Medina A.G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, № 9. P. 1105 – 1112.

3. Hausen H. // Chem. Ing. Tech. 1953. J. 25, № 10. S. 595 – 597.

4. Павлечко В.Н. // Труды БГТУ. Вып. VI. Серия III. Химия и химическая технология. 1998. С. 131 – 138.

5. Павлечко В.Н. // Труды БГТУ. Вып. VI. Серия III. Химия и химическая технология. 1998. С. 138 – 144.

УДК 66.048.375

В.Н.Павлечко
(БГТУ, г. Минск)

АНАЛИЗ ВЗАИМОСВЯЗЕЙ ЭФФЕКТИВНОСТЕЙ В ОСНОВНЫХ МОДЕЛЯХ МАССООБМЕНА

В ряде работ рассмотрены взаимосвязи эффективностей массообмена, осуществляемого в процессах ректификации. В частности, для прямоточного движения паровой и жидкой фаз [1, 2]

$$\frac{\frac{L}{mV}}{E_{п1}}+1=\frac{L}{mV}+\frac{1}{E_{п2}}=\frac{\frac{L}{mV}+1}{E_{п3}}. \qquad (1)$$

Проведенные исследования [3-5] позволили получить зависимости между эффективностями для противоточной и перекрестной форм организации потоков, для различных вариантов взаимосвязи идеальной и реальной тарелок, свойственным известным моделям, а также с учетом перемешивания или без него. Соответствующие равенства имеют вид:

– при противотоке

$$\frac{\frac{L}{mV}-1}{E_{g1}}=\frac{\frac{L}{mV}}{E_{g3}}-1=\frac{L}{mV}-\frac{1}{E_{g4}}; \qquad (2)$$

– при противотоке и перемешивании жидкости

$$\frac{\frac{L}{mV}-1+\varphi}{E_{g,\varphi 1}}=\frac{L}{mV}-1+\frac{\varphi}{E_{g,\varphi 2}}=\frac{\frac{L}{mV}+\varphi}{E_{g,\varphi 3}}-1=\frac{L}{mV}-\frac{1-\varphi}{E_{g,\varphi 4}}; \qquad (3)$$

при перекрестном токе

$$\frac{\frac{L}{mV}-\frac{1}{2}}{E_{k1}}=\frac{L}{mV}-1+\frac{1}{2E_{k2}}=\frac{\frac{L}{mV}+\frac{1}{2}}{E_{k3}}-1=\frac{L}{mV}-\frac{1}{2E_{k4}}; \qquad (4)$$

при перекрестном токе и перемешивании