

УДК 66.011:66.023

А.В. Полянский, В.Н. Блиничев, О.В. Чагин

**КРИТЕРИИ ОЦЕНКИ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН\***

(Ивановский государственный химико-технологический университет)

e-mail: [frbernkastel@gmail.com](mailto:frbernkastel@gmail.com)

*В данной статье рассматриваются вопросы эффективности работы ректификационных колонн, которая часто оценивается по величине к.п.д. тарелки или единичной высоты насадки. Приводится анализ факторов, влияющих на эффективность процесса ректификации. В статье показано, что часто используемый критерий эффективности по Мерфи в большинстве случаев с большой погрешностью оценивает к.п.д. тарелок и насадок процесса ректификации.*

**Ключевые слова:** эффективность, ректификационная колонна, ректификация

## ВВЕДЕНИЕ

Ректификация является одним из самых сложных и энергоемких тепло- и массообменных процессов в гетерогенной системе пар-жидкость.

Важнейшей характеристикой любой ректификационной колонны является эффективность разделения жидких смесей, которая определяет как качество дистиллята, так и габариты колонны (высоту). Если диаметр колонны определяется по оптимальной скорости пара в верхней и нижней частях колонны, которая зависит, в основном, только от конструктивного оформления массообменных устройств, то высота колонны (как наиболее трудно определяемый параметр) очень сильно зависит от интенсивности тепло- и массообменных процессов на каждой тарелке или в единице высоты насадки и распределения температур по высоте колонны. Естественно, что интенсивность тепло- и массообменных процессов на тарелке или в насадке также связана с оптимальной скоростью течения пара на различных высотах колонны, которая, как правило, находится экспериментальным путем для каждого типа массообменного устройства.

Существует множество численных моделей для периодической ректификации, но большинство из них направлены на идеальные процессы в теоретических тарелках. Некоторые из этих моделей принимают во внимание к.п.д., но только как настроечный параметр, полученный путем проб и ошибок, для сравнения результатов моделирования с экспериментальными данными.

Качество разделения как бинарных, так и многокомпонентных жидких смесей зависит от многих факторов: в первую очередь, от разности температур кипения компонентов и наличия азеотропных смесей; от расходов флегмы; от распределения температур по высоте колонны; от конструктивного оформления массообменных устройств, оказывающего большое влияние не только на качество разделения, но и на высоту ректификационной колонны.

Анализ конструктивного оформления массообменных устройств при проведении процесса ректификации показывает [1], что в отличие от процессов абсорбции, ректификацию в промышленных масштабах осуществляют, в основном, при использовании тарельчатых массообменных устройств и, очень редко, насадочных устройств.

Для уменьшения габаритов существующих и вновь проектируемых ректификационных колонн исследователи развитых стран мира стремятся каким-либо образом оценить эффективность работы существующих массообменных устройств, так как она очень сильно влияет на количество массообменных тарелок и, соответственно, на высоту колонны. Эффективность массообменных устройств в ректификационных колоннах, по мнению многих исследователей, целесообразно оценивать в виде к.п.д. массообменной тарелки. Естественно, что эффективность ректификационной колонны периодического действия отличается от эффективности колонны, работающей в непрерывном режиме, так как в первом случае условия ректификации непрерывно изменяются во времени работы аппарата.

\* Обзорная статья

Одним из первых критериев эффективности процесса ректификации является критерий эффективности по Мерфи [2], предложенный в 20-х годах прошлого столетия и явившийся предметом обсуждения и критики как российских, так и зарубежных исследователей [3, 4].

В 1965 г Дж. Стандарт [3] наблюдал, обсуждал и критиковал как общую эффективность колонны, так и эффективности по Мерфи, Кэри и Хаузену, указывая на их ограничения. Он также определил новый термин эффективности, который являлся обобщением эффективности по Хаузену, и мог быть применен к многокомпонентным смесям с насыщенными фазами. Аналогично, Медина в 1978 г [4] провел количественное сравнение между эффективностью по Мерфи и эффективностью испарения, основываясь на данных, полученных при работе с тройными смесями: ацетон/метанол/этанол, ацетон/бензол/хлорбензол, бензол/толуол/м-ксилол, а также гексан/метил-циклопентан/бензол. Они пришли к заключению, что метод определения эффективности по Мерфи дает более полное представление о работе ректификационных колонн, чем метод эффективности испарения.

Существуют также неравновесные модели эффективности ректификационных тарелок, которые представляют собой зависимость от физических свойств, геометрических характеристик и рабочих условий [5]. Вследствие того, что эффективность не имеет простого объяснения и должна быть измерена, несколько исследователей, включая Р. Крайшнамурти и Р. Тэйлор [6-8], М. Пескарини [5], и А. Мелхорн [9] попытались уклониться от ее использования. Вместо этого они разработали неравновесные модели, где уравнения записываются независимо для каждой фазы и решаются совместно с уравнениями движения, которые описывают скорости тепло- и массопереноса в многокомпонентных смесях. Они показали, что неравновесная модель способна предсказать действительный к.п.д. ректификационной установки. Однако одним из допущений являлось то, что паровая фаза принималась непрерывной. Это подходит для насадочных колонн, но в случае с тарельчатыми колоннами, где паровая фаза представляется в виде пузырьков, это может привести к ошибкам в предсказаниях модели.

#### ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПО МЕРФИ В ПАРОВОЙ ФАЗЕ

В 1925 г Э. Мерфи [2] определил ректификацию как отдельный случай абсорбции и описал метод для подсчета действительного числа тарелок. Конечное уравнение было получено из общего уравнения массопереноса между паровой и жидкой фазами для случая, когда сопротивление

пленки жидкости являлось незначительным в сравнении с сопротивлением пара, или когда парциальное давление являлось функцией концентрации. Уравнение, полученное Мерфи, имеет следующий вид:

$$y_j = y_j^* - M(y_j^* - y_{j-1}) \quad (1)$$

или в более знакомой форме:

$$E_i^{MV} = \frac{y_{i,j} - y_{i,j+1}^*}{y_{i,j}^* - y_{i,j+1}^*}, \quad (2)$$

где  $E_i^{MV}$  – эффективность по Мерфи для  $i$ -го компонента на  $j$ -ой тарелке;  $y_{i,j}^*$  – равновесная концентрация пара летучего компонента, находящегося в равновесии с жидкостью, кмоль/кмоль;  $j$  – номер тарелки;  $i$  – номер компонента.

Мерфи также показал, что уравнение (2) может быть легко применено для случая, когда сопротивление пара является незначительным по отношению к сопротивлению пленки жидкости. Также может быть аналогично получено эквивалентное уравнение для жидкой фазы. Однако данный метод подсчета к.п.д. очень слабо, только через  $y^*$ , отражает реальную гидродинамику массообменного устройства и никак не отражает влияние ее конструктивного оформления.

Хотя большинство процессов ректификации в химической и нефтехимической промышленности, как правило, представляет собой работу с многокомпонентными смесями, существует весьма ограниченная информация об эффективности многокомпонентных систем, в сравнении с бинарными смесями. Недостаток данных привел к допущению о равенстве эффективности по всем компонентам. Это верно для термодинамически идеальных систем, когда на тарелке достигается полное смешение. Однако, для термодинамически неидеальных систем, состоящих из компонентов различного молекулярного состава и природы, существуют значительные различия между эффективностями различных компонентов [10].

Э. Кереш и У. Смит [11] в 1958 г были одними из первых исследователей, кто указал, что в многокомпонентных системах, отдельные компоненты могут работать при различных эффективностях. Б. Тур [12] теоретически показал, что для термодинамически неидеальных систем существуют заметные различия между бинарным и тройным массопереносом, которые возникают вследствие взаимодействий между диффундирующими молекулами. Эти взаимодействия были классифицированы следующим образом: диффузионные барьеры (массопереноса не происходит, несмотря на наличие движущей силы), осмотическая диффузия (массоперенос при отсутствии движущей силы), и реверсивная диффузия (массоперенос в направлении, противоположном движущей силе).

Дж. Босли и Т. Эдгар [13] провели обзор некоторых работ по моделированию периодической дистилляции и представили экспериментальные результаты для опытной установки, работающей со смесью этанол/вода. Они предоставили модель, которая брала в расчет гидравлику тарелок, их эффективность и тепловой баланс, а также сравнили результаты с экспериментальными данными. Расчеты показали, что эффективности не постоянны, а зависят от переменных в системе.

М.М. Дрибика [14] также, используя смесь метанол/этанол/пропанол, показал, что эффективности не только изменяются от тарелки к тарелке, но и зависят от состава смеси на данной тарелке. Это подкрепляло находки М. Бидалфа и Н. Эштона [15], чьи исследования основывались на данных из промышленных ректификационных колонн, работающих с многокомпонентными смесями. Они обнаружили, что эффективность отдельного компонента широко изменяется по всей высоте колонны. Так же, как и Дрибика, они наблюдали, что в ректификации тройных смесей эффективность по Мерфи для среднего компонента принимала странные значения (иногда выше 100%, а иногда – отрицательные значения), когда в составе наблюдался его максимум. Наблюдения высоких эффективностей по Мерфи было не ограничено только тройными смесями, что подтверждалось наблюдениями Дж.Д. Шиллинга [16], М.Дж. Локетта и С. Ахмеда [17] и М.М. Дрибики [14], но также имело место при работе с бинарными смесями [10, 18].

#### ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ

На эффективность тарелки может оказывать влияние множество факторов, включая конструктивные факторы (тип и размеры тарелки, размер отверстий, высота переливной стенки), рабочие условия (скорости жидкости и пара) и характеристики смеси на тарелке. Факторы, которые получили внимание у исследователей [19-21], включали в себя: высоту переливной перегородки, размер отверстий на тарелке, смешивание жидкости, унос жидкости, режимы течения потоков, флегмовое число, состав и поверхностное натяжение компонентов смеси.

##### *1. Размер отверстий на тарелке и высота переливной перегородки*

Влияние размеров отверстий в ситчатых тарелках и высоты переливной стенки (в других тарелках) обычно связывается с характеристиками задержки (количества перегоняемой жидкости, остающейся в ректификационной колонне). Исследования [21] влияния размера отверстий в ситчатых тарелках на эффективность показали, что

малые размеры представляли высокие эффективности при низких скоростях пара, но при высоких скоростях размеры отверстия не давали никакого эффекта. Они предположили, что малые отверстия при низких скоростях пара мешали провалам жидкости из-за капиллярного поверхностного натяжения, чем повышали задержки жидкости в колонне и эффективность тарелки. Малые потоки выходили через малые отверстия, улучшая этим процесс массопереноса.

И наоборот, высота переливной перегородки используется для поддержания необходимой высоты (подвисяния) жидкости на тарелке и, как и ожидалось, эффективность увеличивается при увеличении высоты переливной стенки. Высокие уровни жидкости на тарелке означают, что время пребывания и время массопереноса пузырьков газа через жидкость увеличивается.

##### *2. Флегмовое число и подвисяние жидкости*

Исследуя влияние флегмового числа, Р. Л. Пигфорд [22] показал, что при наличии подвисяющей задержки флегмовое число оказывает более сильный эффект, чем в колонне с пренебрегаемой задержкой. Однако У.М. Лэнгдон и Д.Б. Кис [19], основываясь на данных, полученных при работе со смесью изопропиловый спирт/вода, пришли к заключению, что изменение флегмового числа оказывает незначительный эффект на эффективность тарелки. Другие же исследователи [23] обнаружили, что эффективность тарелки ощутимо изменяется при смене флегмового числа. Результаты С. Эллиса и М.Дж. Хардвика основывались на результатах, полученных при ректификации смеси метилциклогексан/толуол, но в своих выводах они не принимали во внимание влияние концентрации на эффективность тарелки. О влиянии подвисяния жидкости на действительную эффективность данные отсутствуют, но влияние на четкость разделения дает представление о том, какое воздействие она оказывает на дистилляционный процесс.

Дж. Чен [24] исследовал производительность упорядоченной насадки в виде сеток и ситчатой тарелки в процессе дистилляции системы метанол/вода при широком диапазоне концентраций питающей смеси. Они обнаружили, что при наличии насадки эффективность по Мерфи увеличивается в некоторых случаях до 50%. Они приписывали это увеличение эффективности следствию очень малого и более упорядоченного образования пузырей на пакетной насадке.

##### *3. Влияние поверхностного натяжения*

Ранние изучения влияния поверхностного натяжения на процесс ректификации привели к образованию классификации систем (смесей) со-

гласно характеристикам их поверхностных натяжений. Классификация выглядит следующим образом:

- Положительные системы – если поверхностное натяжение флегмы увеличивается к низу колонны и характеризуется устойчивым пенообразованием на каждой тарелке.
- Отрицательные системы – если поверхностное натяжение понижается к низу колонны и пленка жидкости разрушается на струйки и капли.
- Нейтральные системы – если поверхностное натяжение остается неизменным.

Результаты Э.Дж. Фейна и Г. Савистовски [20] также подтвердили наличие влияния эффекта Марангони на размеры капель. Они показали, что подвисяние жидкости в режиме распыления не зависит от типа системы, но высокие показатели эффективности наблюдались больше для отрицательных систем, чем для положительных, при приблизительно равных физических свойствах. Это наблюдение может быть приписано только большей поверхности раздела, отсюда, соответственно, меньшие размеры капель в отрицательных системах. Это значит, что в колоннах с малым расстоянием между тарелками скорость уноса жидкости в отрицательных системах значительно выше, чем в положительных системах.

Подводя итог, Э.Дж. Фейн и Г. Савистовски [20] заключили, что для практических целей можно предположить, что эффективность тарелки (которую они выражали через число единиц переноса) обратно пропорциональна поверхностному натяжению. Они также пришли к заключению из своих результатов, что увеличенная поверхность раздела образуется в положительных системах в режиме пенообразования, и в отрицательных системах в режиме распыления.

#### *4. Режим течения жидкости*

Э. Дж. Фейн и Г. Савистовски [20] провели исследование, в котором они определяли, как работа с пенообразованием (непрерывная жидкая фаза) и распылением (непрерывная паровая фаза) оказывает влияние на эффективность как положительных, так и отрицательных систем. Они показали, что в режиме распыления эффективность понижается при повышении концентрации более летучего компонента (высокого поверхностного натяжения) для отрицательных систем, и наоборот. Они также заключили, что в условиях пенообразования положительные системы дают более высокую эффективность, чем отрицательные, что являлось следствием большей поверхности раздела (ячеичная пена в первых, и более гибкая и подвижная пена в последних).

При высоких скоростях пара (в режиме распыления) жидкая фаза становится распыленной, дисперсной и ими было обнаружено, что отрицательные системы дают более высокие значения эффективности, чем положительные системы. Это объяснялось влиянием эффекта Марангони на устойчивость слоев жидкости и соединений, что приводило к лучшей дисперсии и, соответственно, большей поверхности раздела в отрицательных системах. Исследователи обнаружили, что производительность в режиме распыления сильно зависит от поверхностного натяжения и практически ему обратно пропорциональна.

Их выводы были подтверждены экспериментальными результатами с использованием трех различных систем: сильно положительная система гептан/толуол, сильно отрицательная система бензол/гептан и третья, азеотропная, смесь бензол/циклогексан, вследствие чего смесь являлась слабо положительной при высокой концентрации бензола и слабо отрицательной при его низкой концентрации.

#### *5. Вязкость жидкости*

П. Бэркер и М. Чоудхури [25] изучали влияние вязкости жидкости на массоперенос и эффективность тарелок. При повышении вязкости происходило снижение поверхности раздела, что приводило к снижению эффективности газовой пленки. Вязкость также может увеличивать размеры пузырей при их образовании через щели или отверстия, замедляя скорость закрытия шейки пузырька. Это изменение в размерах пузырей можно определить с помощью измерений подвисяния жидкости на тарелке. Подвисяния жидкости увеличиваются при увеличении вязкости.

Выгодный эффект от повышения вязкости жидкости – это замедление скорости роста пузырей в жидкости на тарелке, приводящее к улучшению массопереноса. Данный эффект, однако, не кажется достаточным, чтобы им можно было уравнивать снижение в площади массообмена поверхности, получаемой при работе с жидкостями с высокими значениями вязкости.

#### *6. Влияние концентрации*

Влияние концентрации на эффективность тарелок было продемонстрировано Э.Дж. Фейном и Г. Савистовски [20], где они показали зависимость состава смеси бензол/циклогексан (система с положительным поверхностным натяжением) от максимальной эффективности. Зависимость была наиболее сильной при средней высоте переливной перегородки и низкой скорости пара.

Многие исследователи, включая У.М. Лэнгдона и Д.Б. Кииса [19], изучали влияние концентрации на эффективность тарелок различных типов и

конфигураций колонны. Исследование У.М. Лэнгдона и Д.Б. Кииса [19] показало сильные колебания в эффективности по Мерфи при использовании смеси изопропиловый спирт/вода.

Дж. Шиллинг [16] получил данные эффективности при дистилляции смеси этанол/вода (концентрация этанола наблюдалась в диапазоне от 0 до 70%). Они наблюдали максимальную эффективность, когда процентное содержание спирта в смеси находилось в диапазоне от 35 до 60%, и эффективность сильно падала при более низких концентрациях спирта. При очень низких концентрациях спирта значения эффективности по Мерфи превышали 100%, что авторы посчитали ошибочным.

Влияние концентрации на эффективность тарелок также изучалось М.Дж. Локкеттом и С. Ахмедом [17] на основании экспериментальных данных, полученных на колонне диаметром 0,6 м, работающей на смеси метанол/вода. Колонна содержала четыре ситчатых тарелки. Данные (т.е. образцы жидкости и пара) отбирались при работе колонны в режиме полного возврата флегмы. Они наблюдали, что эффективность тарелки проходит через минимум, в то время как локальный к.п.д. растет вместе с концентрацией жидкого метанола. Результаты показали малое изменение эффективности в зависимости от F-фактора, находящегося за пределами рабочего интервала. Работа велась при режиме пенообразования, предполагающем низкий уровень уноса, что, соответственно, оказывало незначительный эффект на эффективность тарелки.

М.Дж. Локкетт и С. Ахмед [17] в своих исследованиях получили очень высокие эффективности при очень низких концентрациях метанола в жидкой фазе. Схожее наблюдение было сделано Дж. Шиллингом [16], который в своих исследованиях использовал смесь этанол/вода. У.М. Лэнгдон и Д.Б. Киис [19], используя смесь изопропанол/вода в колонне с четырьмя колпачковыми тарелками, также наблюдали это изменение эффективности по Мерфи в зависимости от состава. Также наблюдалось сильное снижение эффективности в зависимости концентрации, поскольку азеотроп образовывался с обеих сторон.

Результаты исследований М. Бидалфа и Н. Эштона [15] и М.М. Дрибики [14] при работе с тройными смесями бензол/толуол/м-ксилол и метанол/этанол/пропанол также показали соотношение между эффективностью тарелки и составом смеси на тарелке, даже когда локальная эффективность оставалась постоянной. Они наблюдали, что эффективность среднего компонента достигала пика в случае, когда состав компонента был

близок к максимуму, и, в некоторых случаях, эффективность по Мерфи даже превышала 100%.

Также существует несколько вариантов расчета к.п.д. через объемный коэффициент массопередачи  $K_{Oy,a}$  и число единиц переноса  $N_{Oy}$ .

$$1 - \eta_T = e^{-\frac{K_{Oy,a} \cdot f \cdot H}{V}} = e^{-N_{Oy}}, \quad (3)$$

где  $f$  – площадь сечения аппарата,  $m^2$ ;  $H$  – высота зоны контакта, м.

Такой вариант представления к.п.д. также трудно использовать для расчета, поскольку необходимо знать значение коэффициента массопередачи, и в то же время такие к.п.д. учитывают расходы либо по жидкой, либо по паровой фазам.

Наиболее интересный подход к расчету к.п.д. массообменного устройства был предложен в работе В.В. Кафарова [26], значения которого не только учитывают расходы паровой и жидкой фаз на каждой тарелке, но так же и конструктивное оформление тарельчатых массообменных устройств. При этом расчетная эмпирическая зависимость к.п.д. колонны от вышеуказанных параметров получена путем обработки большого количества данных, взятых с работающих промышленных ректификационных колонн.

$$\lg \eta = 1,67 + 0,3 \cdot \lg \left( \frac{L}{V} \right) - 0,25 \cdot \lg (\mu_{жс} \cdot \alpha) + 0,3 \cdot h_L, \quad (4)$$

где  $L$ ,  $V$  – нагрузка колонны по жидкости и пару,  $kg \cdot mol / ч$ ;  $\mu_{жс}$  – вязкость жидкости,  $cП$ ;  $\alpha$  – относительная летучесть смеси,  $h_L$  – расстояние от верхнего обреза прорези до верхнего края сливной перегородки плюс половина высоты прорези, м.

Аналогичный подход с учетом гидродинамики и конструктивного оформления использован нами в данной работе, так как он учитывает изменение не только коэффициента массопередачи, но и поверхности контакта фаз в исследуемом высокоэффективном массообменном устройстве.

Обработка экспериментальных данных по изменению скоростей пара и расходов по высоте колонны с целью подсчета эффективности на каждой высоте аппарата позволила получить явный вид к.п.д. условной тарелки (слоя) пакетной вихревой насадки, зависящий от критериев  $Re$  по жидкости и по пару, в которых плотность орошения жидкостью изменялась в диапазоне от  $0,6 \cdot 10^{-3}$  до  $1,4 \cdot 10^{-3} m^3 / m^2 \cdot c$ , а скорость пара в диапазоне от 1,2 до 3,2 м/с:

$$\eta_i = 4,5 \cdot 10^{-3} \cdot Re_{i,жс}^{0,5} \cdot Re_{in}^{0,72} \quad (5)$$

$$Re_{i,жс} = \frac{\Pi_i \cdot b \cdot \rho_{i,жс}}{\mu_{i,жс}} \quad (6)$$

$$Re_{in} = \frac{V_{in} \cdot b \cdot \rho_{in}}{\mu_{in}}, \quad (7)$$

где  $\Pi$  – плотность орошения жидкостью,  $m^3 / m^2 \cdot c$ ;  $b$  – ширина ячейки пакетной вихревой ячейки, м;  $\rho_{жс}$ ,  $\rho_n$  – плотность жидкости и пара,  $kg / m^3$ ;  $\mu_{жс}$ ,  $\mu_n$  –

коэффициент динамической вязкости жидкости и пара, Па·с;  $v_n$  – скорость пара, м/с.

#### ВЫВОДЫ

Исследования российских и зарубежных ученых показывают, что эффективность тарелок в ректификационных колоннах существенно меняется по высоте колонны, что связано с существенно резким изменением расходов пара и плотностей орошения, которые ведут к изменению гидродинамической ситуации на каждой тарелке.

Анализ литературных источников показывает, что критерий Мерфи может быть применен для оценки эффективности ректификационных колонн только для простых смесей. Кроме этого, для его расчета необходимо знать или экспериментально определять концентрацию легколетучего компонента на каждой тарелке.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. **Ворошин А.В., Блиничев В.Н., Чагин О.В.** // Химпром сегодня. 2013. Т. 9. С. 23-28;  
**Voroshin A.V., Blinichev V.N., Chagin O.V.** // Khimprom segodnya. 2013. V. 9. P. 23-28 (in Russian).
2. **Murphree E.V.** // Ind. Eng. Chem. 1925. V. 17. N 7. P. 747–750.
3. **Standart G.L.** // Chem. Eng. Sci. 1965. V. 20. N 6. P. 611-622.
4. **Medina A.G., Ashton N., McDermott C.** // Chem. Eng. Sci. 1978. V. 33. N 3. P. 331-339.
5. **Pescarini M.H., Barros A.A.C., Wolf-Maciel M.R.** // Comp. Chem. Eng. 1996. V. 20. N 1. P. 279-284.
6. **Krishnamurthy R., Taylor R.A.** // AIChE J. 1985a. V. 31. N 3. P. 449-456.
7. **Krishnamurthy R., Taylor R.A.** // AIChE J. 1985b. V. 31. N 3. P. 456-465.
8. **Krishnamurthy R., Taylor R.A.** // AIChE J. 1985c. V. 31. N 12. P. 1973-1985.
9. **Mehlhorn A., Espuna A., Bonsfills A., Gorak A., Puigjaner L.** // Comp. Chem. Eng. 1996. V. 20. S. 1. P. 575-580.
10. **Bidulph M.W.** // AIChE J. 1975. V. 21. N 2. P. 327-335.
11. **Quereshi, A.K., Smith W.** // J. Inst. Petrol. 1958. V. 44. P. 137-146.
12. **Toor B.L.** // AIChE J. 1957. V. 3. N 2. P. 198-207.
13. **Bosley J.R., Edgar T.F.** // J. Proc. Cont. 1994. V. 4. N 4. P. 195-204.
14. **Dribika, M.M., Rashed I.G., Bidulph M.W.** // Chem. Eng. Data. 1985. V. 30. N 2. P. 146-149.
15. **Bidulph M.W., Ashton N.** // Chem. Eng. J. 1977. V. 14. N 1. P. 7-15.
16. **Shilling G.D., Beyer G.H., Watson C.C.** // Chem. Eng. Prog. 1953. V. 49. N 3. P. 128-134.
17. **Lockett M.J., Ahmed I.S.** // Chem. Eng. Res. Des. 1983. V. 61. N 2. P. 110-118.
18. **Mostafa H.A.** // Trans IChemE. 1979. V. 57a. P. 55-59.
19. **Langdon W.M., Keyes D.B.** // Ind. Engr. Chem. 1943. V. 35. N 4. P. 464-469.
20. **Fane A.G., Sawistowski H.** Plate Efficiency in the Foam and Spray Regimes of Sieve plate Distillation. IChemE Symposium Series N 32. 1969. P. 8-19.
21. **Lockett M.J., Uddin M.S.** // Trans. Instn. Chem. Eng. 1980. V. 58. N 3. P. 166-174.
22. **Pigford R.L., Tepe J.B., Garrahan C.J.** // Ind. Eng. Chem. 1951. V. 43. N 11. P. 2592-2602.
23. **Ellis S.R.M., Hardwick M.J.** Effect of reflux ratio on plate efficiency. IChemE Symposium Series N 32. 1969. P. 29-37.
24. **Chen G.X., Afacan A., Xu C., Chuang K.T.** // CJChE. 1990. V. 68. N 3. P. 382–386.
25. **Barker P.E., Choudhury M.H.** // British Chem. Eng. 1959. V. 14. P. 348.
26. **Кафаров В.В.** Основы массопередачи. М.: Высш. шк. 1972. 494 с.;  
**Kafarov V.V.** The basics of mass transfer. M.: Vysshaya shkola. 1972. 494 p. (in Russia).