

СОПОСТАВЛЕНИЕ СТАЦИОНАРНОГО И ЦИКЛИЧЕСКОГО РЕЖИМОВ РАБОТЫ ИНЖЕКТОРНОЙ ЭКСТРАКЦИОННОЙ КОЛОННЫ

В.М. Мясоеденков[@], доцент, Ж.О. Нагиева, студент

Московский технологический университет (Институт тонких химических технологий),
Кафедра процессов и аппаратов химических технологий им. Н.И. Гельперина,
Москва, 119571 Россия

[@]Автор для переписки, e-mail: Myasoedenkov39@mail.ru

Разработаны математические модели двух режимов работы инжекторной экстракционной колонны при разделении исходной смеси. На основе численного эксперимента проведено сопоставление циклического режима работы колонны со стационарным по степени извлечения и по энергетическим затратам. Показано, что циклический режим работы обеспечивает более высокую степень извлечения переходящего компонента, нежели стационарный. Отношение степеней извлечения при таких режимах работы экстрактора в зависимости от критерия массопереноса имеет экстремальный характер. Максимальное значение этого отношения находится в интервале изменения критерия массопереноса от 1 до 4 и составляет 1.5. Показано также, что стационарный режим работы экстрактора является более энергозатратным, нежели циклический. Отношение энергетических затрат при проведении стационарного режима работы экстрактора к энергетическим затратам при реализации циклического режима зависит от степени извлечения. Это отношение увеличивается от 1 до 5 на интервале изменения степени извлечения от 0.1 до 0.47.

Ключевые слова: жидкостная экстракция, инжекторная колонна, циклический режим, стационарный режим, массоперенос, степень извлечения, движущая сила, математическая модель.

COMPARISON OF STATIONARY AND CYCLIC MODES OF INJECTOR-TYPE EXTRACTING COLUMN

V.M. Myasoyedenkov[@], J.O. Nagiyeva

Moscow Technological University (Institute of Fine Chemical Technologies),
Moscow, 119571 Russia

[@]Corresponding author e-mail: Myasoedenkov39@mail.ru

Mathematical models were developed for two operational modes of the injector-type extraction column upon separation of the initial mixture. On the basis of a numerical experiment comparison of the cyclic operational mode with the stationary operational mode was carried out with respect to the extraction degree and the energy demand. It was confirmed that, as compared to the stationary operational mode, the cyclic operational mode provides a greater degree of extraction. The ratio of the extraction degrees in these operational modes of the extractor depending on the mass transfer criterion is of an extremal type. The maximum value of this ratio falls within the range from 1 to 4 and is equal to 1.5. It was also shown that the stationary operational mode of the extractor is more energy consuming than the cyclic one. The ratio of the energy demand for the stationary operational mode of the extractor to the energy demand in the cyclic operational mode depends on the extraction degree. This ratio grows from 1 to 5 within the interval of the extraction degree from 0.1 to 0.47.

Keywords: liquid-liquid extraction, column injector, cyclic mode, stationary mode, mass transfer, extraction degree, driving force, mathematical model.

Введение

Распылительные экстракционные колонны по своему устройству являются простейшими аппаратами. Они обладают высокой пропускной способностью, пригодны для разделения не только жидких смесей, но и суспензий – жидкостей с взвешенными твердыми частицами, могут быть использованы в качестве контактных теплообменников, например, при опреснении воды, а также для изучения общих закономерностей массопереноса между жидкостями.

Однако такие колонны обладают существенным недостатком – низкой эффективностью. Это обстоятельство ограничивает область применения рассматриваемых колонн в промышленности, в частности, в качестве массообменных аппаратов. Низкая эффективность распылительных колонн является следствием кратковременного контакта фаз и значительного продольного перемешивания обеих фаз.

Указанные недостатки могут быть частично преодолены при использовании метода циклического режима работы таких аппаратов. Сущность этого метода состоит в чередовании потоков взаимодействующих фаз через определенные промежутки времени, разделяемые короткими паузами. Циклический метод удачно сочетает преимущества периодического и непрерывного процессов в одном аппарате. Такой метод проведения массообменных процессов впервые был успешно использован для увеличения производительности ситчатой экстракционной колонны [1–3]. Опубликованные результаты лабораторных исследований такой колонны в циклическом и стационарном режимах не только подтвердили возможность увеличения ее производительности, но и показали увеличение ее массообменной способности [4–7]. В большинстве выполненных впоследствии различными авторами теоретических и экспериментальных исследований циклического режима в экстракционных, ректификационных и кристаллизационных колоннах показано преимущество последнего по сравнению со стационарным режимом [8–12].

В качестве объекта исследования массообменной способности распылительных экстракционных колонн, работающих как в стационарном, так и в циклическом режимах, нами была выбрана инжекторная экстракционная колонна [5]. Проведенный численный эксперимент на основе математического моделирования инжекторной экстракционной колонны, работающей в стационарном и циклическом режимах, позволил сопоставить эти режимы по основным их показателям: степени извлечения, движущей силе процесса и энергозатратам.

Математическая модель инжекторной колонны (экстрактора) в случае стационарного режима ее работы

Составим математическую модель экстрактора, работающего в стационарном режиме, структура по-

токов которого соответствует одной ячейке идеального перемешивания по каждой из фаз [13].

На рис. 1 представлена схема противоточного инжекторного экстрактора в соответствии с выбранной структурой потоков рафината и экстракта.

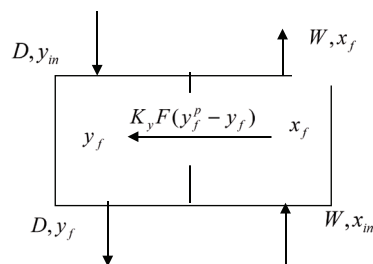


Рис. 1. Схема противоточного инжекторного экстрактора (стационарный режим).

Запишем уравнения материального баланса по извлекаемому веществу для каждой из фаз (рис. 1).

Для фазы рафината

$$Wx_{in} = Wx_f + K_y F(y_f^p - y_f).$$

Для фазы экстракта

$$Dy_{in} + K_y F(y_f^p - y_f) = Dy_f.$$

Поделив каждое из уравнений, соответственно, на W и на D и учитывая, что $y_f^p = Rx_f$, получим

$$x_f = x_{in} - \frac{K_y F}{W}(Rx_f - y_f), \quad (1)$$

$$y_f = y_{in} + \frac{K_y F}{D}(Rx_f - y_f). \quad (2)$$

Здесь $\frac{K_y F}{D} = a$ есть отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий массопереноса по фазе экстракта (при условии постоянного коэффициента распределения), или число единиц переноса по фазе экстракта, а $\frac{RK_y F}{W} = b$ есть отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий по фазе рафината, или число единиц переноса по фазе рафината [13]. С учетом сказанного, система уравнений (1)–(2) преобразуется до вида

$$x_f = x_{in} - \frac{b}{R}(Rx_f - y_f),$$

$$y_f = y_{in} + a(Rx_f - y_f).$$

После упорядочивания

$$(b+1)x_f - \frac{b}{R}y_f = x_{in},$$

$$-aRx_f + (a+1)y_f = y_{in}.$$

Принимая, что $b + 1 = c$, $a + 1 = d$, получим окончательно

$$cx_f - \frac{b}{R}y_f = x_{in} \quad (3)$$

$$-aRx_f + dy_f = y_{in} \quad (4)$$

Система уравнений (3)–(4) представляет собой математическую модель процесса массопереноса в инжекторной экстракционной колонне при стационарном режиме ее работы.

Общим решением системы уравнений (3)–(4) будет

$$x_f = -\frac{d \cdot x_{in}}{a \cdot b - c \cdot d} - \frac{b \cdot y_{in}}{R(a \cdot b - c \cdot d)}, \quad (5)$$

$$y_f = -\frac{c \cdot y_{in}}{a \cdot b - c \cdot d} - \frac{R \cdot a \cdot x_{in}}{a \cdot b - c \cdot d}. \quad (6)$$

Математическая модель экстрактора в случае циклического режима его работы

Пусть каждый цикл работы экстрактора состоит из 4-х периодов: двух периодов смены фаз рафината и экстракта и двух периодов массопереноса. При этом принимаем, что структура потоков в периоды массопереноса соответствует одной ячейке идеального перемешивания по каждой из фаз. В периоды смены фаз вытеснение фаз происходит полностью и мгновенно в режиме идеального вытеснения.

Опишем более подробно каждый из периодов цикла, полагая, что продолжительность цикла равна сумме продолжительностей периодов массопереноса, первого и второго: $\tau_1 + \tau_2 = \tau_u$. При этом текущее время первого и второго периодов массопереноса изменяется соответственно в пределах $\tau_1 \geq \tau \geq 0$ и $\tau_2 \geq \bar{\tau} \geq 0$.

При полной смене фазы рафината в рабочей зоне экстрактора в первый период цикла ее состав в конце этого периода или в начальный момент первого периода массопереноса будет равен составу исходного раствора $x_{i0} = x_{in} (\tau = 0)$ (см. рис. 2). При этом

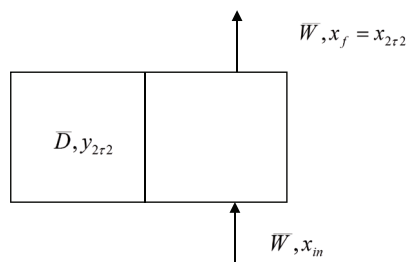


Рис. 2. Схема инжекторного экстрактора в период смены фазы рафината.

состав сменяемой фазы рафината будет равен составу этой фазы в конце четвертого периода цикла или второго периода массопереноса $x_{2\tau_2}$.

Второй период цикла, или ни что иное, как первый период массопереноса, характеризуется переменными значениями составов фазы рафината и фазы экстракта (рис. 3) от x_{i0} до $x_{1\tau_1}$ и, соответственно, от y_{i0} до $y_{1\tau_1}$.

При полной смене фазы экстракта в третий период цикла ее состав в рабочей зоне экстрактора в конце этого периода или в начальный момент второго периода массопереноса будет равен составу экстрагента на входе в аппарат y_{in} . Состав сменяемой фазы экстракта на выходе из рабочей зоны экстрактора будет численно равен составу фазы экстракта в конце первого периода массопереноса $y_{1\tau_1}$ (рис. 4).

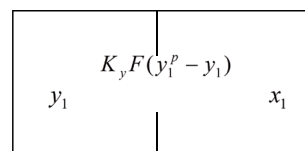


Рис. 3. Схема инжекторного экстрактора в первый период массопереноса.

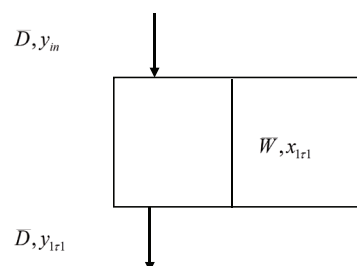


Рис. 4. Схема инжекторного экстрактора в период смены фазы экстракта.

Четвертый период цикла, или второй период массопереноса, характеризуется переменными значениями составов фазы рафината x_2 и фазы экстракта y_2 в аппарате от x_{20} до $x_{2\tau_2}$ и, соответственно, от y_{20} до $y_{2\tau_2}$ (рис. 5).

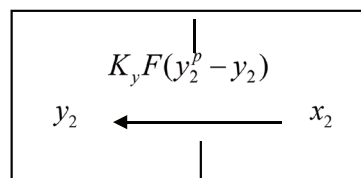


Рис. 5. Схема инжекторного экстрактора во второй период массопереноса.

Запишем уравнение материального баланса для фазы рафината экстрактора первого периода массопереноса за элементарный промежуток времени по переходящему компоненту (ПК) (рис. 3):

$$W \frac{dx_1}{d\tau} d\tau = -K_y F(y_1^p - y_1) d\tau, \quad (7)$$

где W – масса фазы рафината в ячейке в любой период цикла; y_1^p – равновесное значение концентрации ПК в фазе рафината, равное произведению коэффициента распределения R на текущее значение концентрации ПК в фазе экстракта; K_y – коэффициент массопереноса ПК от фазы рафината к фазе экстракта; F – поверхность контакта фаз экстрактора.

Выполним некоторые преобразования, а именно: умножим левую и правую части уравнения (7) на одну и ту же величину – продолжительность цикла – τ_c ; поделим обе части уравнения на массу фазы рафината. В результате получим:

$$\frac{dx_1}{d\theta} = -\frac{K_y F}{W} \tau_c (Rx_1 - y_1), \quad (8)$$

где $\theta = \frac{\tau}{\tau_c}$ – текущее относительное время первого периода массопереноса.

Примем, что каждый период массопереноса длится одинаковое относительное время, равное 0,5, с учетом того, что продолжительность каждого из периодов смены фаз равна нулю, согласно сделанному ранее допущению. По этой причине пределами изменения относительного времени первого периода массообмена будут: $0,5 \geq \theta \geq 0$.

Соответствующее уравнение материального баланса для фазы экстракта первого периода массопереноса имеет вид:

$$\frac{dy_1}{d\theta} = \frac{K_y F}{D} \tau_c (Rx_1 - y_1). \quad (9)$$

Составим аналогичные уравнения материального баланса для обеих фаз экстрактора второго периода массопереноса (рис. 5):

$$\frac{dx_2}{d\bar{\theta}} = -\frac{K_y F}{W} \tau_c (Rx_2 - y_2), \quad (10)$$

$$\frac{dy_2}{d\bar{\theta}} = \frac{K_y F}{D} \tau_c (Rx_2 - y_2) \quad (11)$$

где $\bar{\theta} = \frac{\bar{\tau}}{\tau_c}$ – текущее относительное время второго периода массопереноса, пределы изменения которого: $0,5 \geq \bar{\theta} \geq 0$.

Заметим, что отношения $\frac{W}{\tau_c} = W$ и $\frac{D}{\tau_c} = D$ есть средние расходы за цикл фаз рафината и экстракта. С другой стороны, $\frac{K_y F}{D} = a$, а $\frac{RK_y F}{W} = b$. С учетом этих замечаний дифференциальные уравнения материального баланса для первого и второго периодов массопереноса (8)–(11) приобретают вид:

$$\frac{dx_1}{d\theta} = -bx_1 + \frac{b}{R} y_1, \quad (12)$$

$$\frac{dy_1}{d\theta} = aRx_1 - ay_1 \quad (13)$$

$$\frac{dx_2}{d\bar{\theta}} = -bx_2 + \frac{b}{R} y_2 \quad (14)$$

$$\frac{dy_2}{d\bar{\theta}} = aRx_2 - ay_2 \quad (15)$$

Система уравнений (12)–(15) представляет собой математическую модель процесса массопереноса в инжекторной экстракционной колонне при циклическом режиме ее работы.

Общим решением дифференциальных уравнений (12)–(15) являются следующие выражения:

$$x_1(\theta) = C_1 + C_2 \exp(-(a+b)\theta) \quad (16)$$

$$y_1(\theta) = RC_1 + RC_2 \left(-\frac{a}{b}\right) \exp(-(a+b)\theta) \quad (17)$$

$$x_2(\bar{\theta}) = C_3 + C_4 \exp(-(a+b)\bar{\theta}) \quad (18)$$

$$y_2(\bar{\theta}) = RC_3 + RC_4 \left(-\frac{a}{b}\right) \exp(-(a+b)\bar{\theta}) \quad (19)$$

Графическая интерпретация частных решений систем алгебраических и дифференциальных уравнений ((5)–(6) и (16)–(19)).

Обсуждение полученных результатов

Решения были найдены применительно к тройной системе с взаимной нерастворимостью разбавителя и экстрагента: керосин – бензойная кислота – вода [5]. При этом было принято: $R = 0,47$; $a = [0,4; 0,8; 1; 2; 3; 4; 5; 1000]$; $W/D = 0,439$; $x_{in} = 7,5 \text{ г/кг}$; $y_{in} = 0$.

На рис. 6 представлены фазовые траектории и векторы материального баланса процесса экстракции в инжекторной колонне, моделируемой одной ячейкой полного смешения по обеим фазам при стационарном и циклическом режимах работы аппарата. Отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий массопереноса (критерий массопереноса a) по фазе экстракта принимало значения 1 и 5.

При низком значении критерия ($a = 1$) и фазовые траектории, и вектор материального баланса не достигают равновесных концентраций (рис. 6). При большем значении критерия ($a = 5$) фазовые траектории касаются линии равновесия, тогда как вектор материального баланса отстоит еще на некотором расстоянии от линии равновесия. Это явление обусловлено большей движущей силой процесса экстракции при циклическом режиме работы экстрактора, что наглядно показано на рис. 7. И в первом (кривая 2 рис. 7), и во втором (кривая 3 рис. 7) периодах массопереноса движущая сила при

циклическом режиме существенно выше движущей силы при стационарном режиме работы экстрактора (прямая 1 рис. 7).

Сравнение конечной концентрации процесса экстракции при любом одинаковом значении критерия массопереноса a для различных режимов работы экстрактора показывает преимущество циклического режима (см. рис. 6). Для количественной оценки этого преимущества воспользуемся таким критерием эффективности как степень извлечения. Степень

извлечения для любого режима работы экстрактора может быть рассчитана по формуле:

$$\eta = 1 - \frac{x_f}{x_{in}} \quad (20)$$

Результаты исследования зависимости степени извлечения от критерия массопереноса для различных режимов работы инжекторного экстрактора представлены на рис. 8.

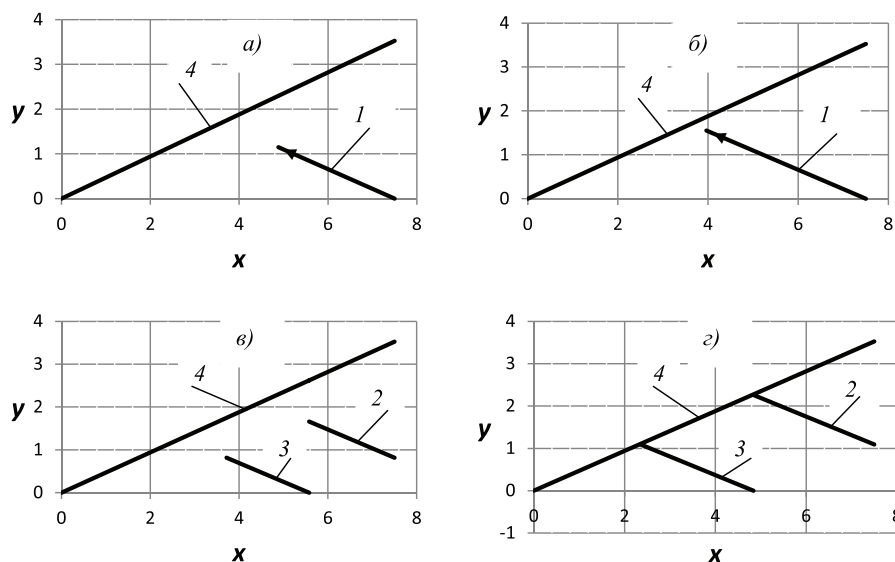


Рис. 6. Результаты процесса экстракции в инжекторной колонне:

а) и б) – стационарный режим работы экстрактора; в) и г) – циклический режим работы; при критерии массопереноса а) и в) $a = 1$; б) и г) $a = 5$;

1 – вектор материального баланса при стационарном режиме;

2, 3 – фазовые траектории для первого и второго периодов массопереноса; 4 – линия равновесия.

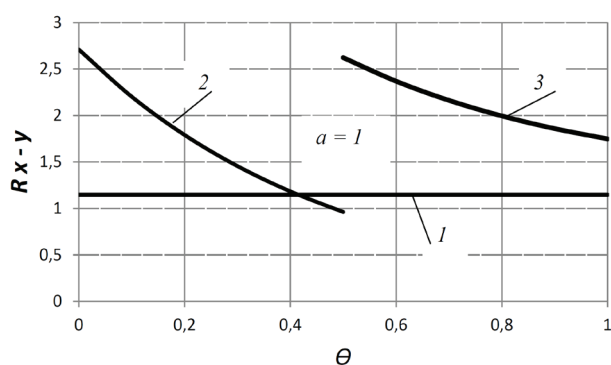


Рис. 7. Зависимость движущей силы процесса

экстракции от текущего относительного времени цикла при разных режимах работы инжекторной колонны: 1 – стационарный режим; 2 – первый период массопереноса при циклическом режиме; 3 – второй период массопереноса при циклическом режиме.

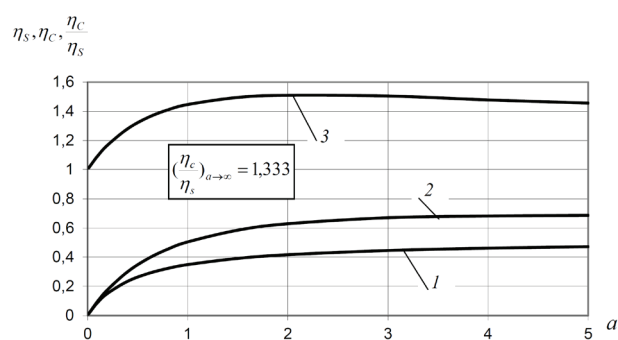


Рис. 8. Зависимость степени извлечения

от критерия массопереноса для различных режимов работы экстрактора: 1 – стационарный режим; 2 – циклический режим; 3 – отношение степеней извлечения для различных режимов.

Видно, что на всем диапазоне изменения критерия массопереноса циклический режим имеет преимущество по сравнению со стационарным (см. кривые 1, 2 рис. 8). Зависимость отношения степеней извлечения для разных режимов от a имеет экстремальный характер (см. кривую 3 рис. 8). При изменении критерия a от 0 до 1000 отношение степеней извлечения изменяется от 1 до 1.333. Максимальное значение этого отношения находится в интервале изменения a от 1 до 4 и составляет $\left. \frac{\eta_c}{\eta_s} \right|_{\max} = 1,5$.

Заметим, что варьирование критерия a в численном эксперименте производилось за счет изменения величины пропускной способности поверхностной стадии процесса, $K_y F$, так как расход фазы экстракта оставался неизменным. С другой стороны, $K_y F$ определяет интенсивность процесса экстракции в аппарате, которая тем больше, чем больший подвод энергии осуществляется извне, N , в зону массопереноса экстрактора, т.е. $K_y F = f(N)$. Таким образом, сравнение циклического и стационарного режимов работы экстрактора по величине критерия a позволяет судить о преимуществе того или иного режима с позиций затрат энергии. На рис. 9 представлено сопоставление названных режимов по величине критерия a при одинаковых значениях степени извлечения процесса экстракции в аппарате.

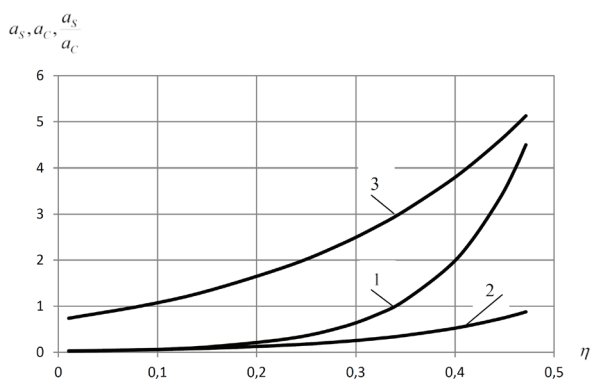


Рис. 9. Зависимость потребной величины критерия массопереноса a от степени извлечения:
1 — стационарный режим работы экстрактора;
2 — циклический режим работы экстрактора;
3 — отношение энергетических затрат при эксплуатации экстрактора в разных режимах.

Как можно видеть, отношение потребных значений критерия массопереноса растет с ростом степени извлечения. Следовательно, и отношение величин подведенной энергии в зону массопереноса экстрактора при стационарном и циклическом режимах его работы растет с ростом степени извлечения. Исключением является участок степени извлечения от 0 до 0.1. Здесь наблюдается некоторое преимущество стационарного режима работы экстрактора.

Выводы

Результаты численного эксперимента показывают преимущество использования циклического режима работы инжекторной экстракционной колонны в сравнении со стационарным режимом по степени извлечения и по энергетическим затратам во всем диапазоне изменения критерия массопереноса.

В реальных условиях циклический режим обеспечивает понижение продольного перемешивания обеих фаз по сравнению со стационарным режимом [4], что позволяет сделать вывод о практической значимости полученных результатов.

Обозначения:

a — критерий эффективности массопереноса, отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий массопереноса по фазе экстракта; b — отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий массопереноса по фазе рафината; F — поверхность контакта фаз; W — массовый расход фазы рафината; W — масса фазы рафината в ячейке в любом периоде цикла; x — концентрация переходящего компонента (ПК) в фазе рафината; y — концентрация ПК в фазе экстракта; R — константа фазового равновесия; D — массовый расход фазы экстракта; D — масса кристаллической фазы в ячейке в любой период цикла; η — степень извлечения ПК; K_y — коэффициент массопереноса по фазе экстракта; τ — текущее время цикла; θ — текущее относительное время первого периода массопереноса; $\bar{\theta}$ — текущее относительное время второго периода массопереноса.

Индексы:

p — равновесная концентрация; in — концентрация ПК в фазах рафината или экстракта на входе в экстрактор; f — концентрация ПК в фазах рафината или экстракта на выходе из экстрактора; c — циклический режим работы экстрактора; s — стационарный режим работы инжекторной колонны; θ — начало первого или второго периода массопереноса; 1 — первый период массопереноса; 2 — второй период массопереноса; τ_1 — окончание первого периода массопереноса; τ_2 — окончание второго периода массопереноса.

Список литературы:

1. Cannon M.R. // The Oil Gas J. 1952. V. 51. № 12. P. 268–271.
2. Cannon M.R. // The Oil Gas J. 1956. V. 54. № 38. P. 68–69.
3. Cannon M.R. // Ind. Eng. Chem. 1961. V. 53. № 8. P. 629.
4. Szabo T.T., Lloyd W.A., Cannon M.R. [et al.] // Chem. Eng. Progr. 1964. V. 60. № 1. P. 66–70.
5. Гельперин Н.И., Полоцкий Л.М., Мясоеденков В.М. // Хим. пром. 1970. № 3. С. 203–206.
6. Гельперин Н.И., Полоцкий Л.М., Мясоеденков В.М. // Труды МИТХТ им. М.В. Ломоносова. 1973. Т. 3. Вып. 1. С. 167–172.
7. Фандеев М.А., Гельперин Н.И., Назаров П.С. //

Теор. основы хим. технологии. 1974. № 1. С. 107–110.

8. Конобеев Б.И., Арутюнян Г.Р., Назаров П.С. // Теор. основы хим. технологии. 1977. № 4. С. 491–501.

9. Комиссаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Научные основы процессов ректификации : учебное пособие для вузов в 2-х т. / Под ред. Серафимова Л.А. М.: Химия, 2004. Т. 1. 270 с.

10. Мясоеденков В.М., Носов Г.А., Хайбулина Е.М. // Теор. основы хим. технологии. 2012. Т. 46.

№ 2. С. 191–198.

11. Мясоеденков В.М., Носов Г.А., Хайбулина Е.М. // Теор. основы хим. технологии. 2014. Т. 48. № 6. С. 665–676.

12. Мясоеденков В.М., Шапанбаев Б.Н. // Вестник МИТХТ. 2014. Т. 9. № 4. С. 34–41.

13. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии : учебник для вузов в 2-х кн. / Под общ. ред. Айнштейна В.Г. М.: Химия, 1999. Кн. 1. 888 с.