

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ПОЛУЦИКЛИЧЕСКОГО РЕЖИМА В ШНЕКОВОЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИОННОЙ КОЛОННЕ

В.М. Мясоеденков*, доцент, **Б.Н. Шапанбаев**, магистр

кафедра Процессов и аппаратов химических технологий им. Н.И. Гельперина

МИТХТ им. М.В. Ломоносова, Москва, 119571 Россия

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

Выполнен теоретический анализ эффективности использования полуциклического режима в шнековой кристаллизационной колонне. Показано, что полуциклический режим работы колонны обеспечивает более высокую степень извлечения низкоплавкого компонента, нежели стационарный режим ее работы в зависимости от интенсивности продольного перемешивания и от критерия массообмена.

Ключевые слова: кристаллизация, цикл, период, степень извлечения, низкоплавкий компонент, циклический режим, стационарный режим.

Введение

Процессы межфазного массообмена могут осуществляться как в стационарном так и в циклическом режимах. Сущность циклического режима состоит в чередовании потоков взаимодействующих фаз через определенные промежутки времени. При этом за счет большей, по сравнению со стационарными режимами, движущей силы процесса достигается повышение эффективности работы массообменной аппаратуры, что приводит к заметному снижению энергетических затрат.

Циклический режим проведения массообменных процессов впервые был успешно использован для форсирования работы ситчатой экстракционной колонны [1–3]. Колонна была снабжена периодически включающимися клапанами, установленными на линиях впуска и выпуска легкой и тяжелой фаз. Опубликованные результаты лабораторных и теоретических исследований и сопоставления массообменной способности распылительных, экстракционных, ректификационных и кристаллизационных колонн, работающих в стационарном и циклическом режимах, показали преимущество последних [4–10] по эффективности, производительности и энергосбережению [5].

Анализ результатов теоретических и экспериментальных исследований работы массообменных аппаратов в циклическом режиме показывает, что циклический режим, в собственном смысле этого слова, может быть реализован только в секционированных аппаратах при условии несжимаемости обеих фаз, участвующих в процессе. В самом деле, в аппаратах с дифференциальным контактом фаз только сплошная фаза перемещается в соответствии с заданным циклом (условно). Дисперсная же фаза перемещается в аппарате непрерывно вне зависимости от способа впуска этой фазы в колонну – циклического или непрерывного. В секционированных аппаратах, в которых одна из фаз является сжимаемой, например, – в ректификационных колоннах, жидкая фаза перемещается

со ступени на ступень циклически, но с некоторым запаздыванием; паровая фаза перемещается по колонне даже в период впуска жидкой фазы, хотя расход пара при этом гораздо меньше, чем в период впуска паровой фазы.

В связи с вышесказанным циклический способ проведения массообменных процессов в аппаратах с дифференциальным контактом фаз назовем полуциклическим. К таковым можно отнести процессы жидкостной экстракции в распылительных и насадочных колоннах или процессы фракционной кристаллизации в шнековых колоннах при условии непрерывной работы шнека. И в тех и в других процессах сплошная фаза перемещается циклически, в то время как дисперсная – непрерывно.

Предметом настоящего исследования является зона массообмена противоточного кристаллизатора [11], которая может работать как в полуциклическом, так и в стационарном режимах. При этом полагаем, что процесс разделения определяется массопереносом в жидкой фазе [11]; теплоты плавления (кристаллизации) основного и примесного компонентов одинаковы, а потому потоки кристаллов и маточника на входе и выходе из зоны массообмена неизменны.

Физическая модель процесса

В соответствии с реальной картиной процесса полагаем, что в полуциклическом режиме кристаллическая фаза перемещается непрерывно, в то время как жидкая фаза периодически. Смена жидкой фазы происходит практически мгновенно, поэтому период массообмена равен продолжительности цикла. За цикл происходит полная смена жидкой фазы; масса твердой фазы, поданной за цикл в каждую ячейку, равна задержке этой фазы в ячейке. Структура потоков соответствует ячеечной модели с числом ячеек полного смешения той и другой фаз N . Структура потоков жидкой и твердой фаз в зоне массопереноса кристаллизатора при стационарном режиме соответствует также ячеечной модели продольного перемешивания с числом ячеек N .

Целью исследования является сопоставление полувциклического, и стационарного режимов работы зоны массообмена кристаллизатора по степени извлечения и числу теоретических ступеней при различных значениях числа ячеек N и критерию массопереноса a .

Математическая модель зоны массообмена в случае полувциклического режима ее работы

Опишем более подробно каждый из периодов цикла, полагая в соответствии с ранее сказанным, что продолжительность цикла равна сумме продолжительностей периода смены жидкой фазы и периода массообмена $\tau_1 + \tau_2 = \tau_C$. Но смена жидкой фазы происходит мгновенно, поэтому $\tau_2 = \tau_C$. При этом: текущее время периода массообмена изменяется в пределах $\tau_C \geq \tau \geq 0$.

При полной смене жидкой фазы в n -ой ячейке в первый период цикла ее состав в конце этого периода или в начальный момент периода массообмена будет равен составу жидкой фазы последующей, $n + 1$, ячейки конца периода массообмена, т.е. $y_n(\tau=0) = y_{n+1}(\tau=\tau_C)$ (см. рис. 1); для N -ой ячейки этот состав равен $y_{in} = \bar{x}_f$, где $\bar{x}_f$ – средняя концентрация низкоплавкого компонента (НПК) в кристаллической фазе на выходе из зоны за цикл. При этом состав сменяемой жидкой фазы последней ячейки будет равен $y_N(\tau=\tau_C)$. Состав жидкой фазы, покидающий зону массопереноса, равен $y_1(\tau=\tau_C)$. Кристаллическая фаза подается непрерывно.

Второй период цикла, или ни что иное, как период массообмена, характеризуется переменными значениями составов кристаллической фазы x_n и жидкой фазы y_n (рис. 2) от $x_n(\tau=0)$ до $x_n(\tau=\tau_C)$ и, соответственно, от $y_n(\tau=0)$ до $y_n(\tau=\tau_C)$ (показано на примере n -ой ячейки). В этот период кристаллическая фаза непрерывно перемещается из одной ячейки в другую. Состав кристаллической фазы на входе в первую ячейку фиксированный и равен x_{in} .

Составим уравнение материального баланса для кристаллической фазы первой ступени периода массообмена за элементарный промежуток времени по низкоплавкому компоненту (НПК) (см. рис. 2).

$$\frac{\bar{K}}{N} \frac{dx_1}{d\tau} d\tau = -\frac{\beta F}{N} (y_1^p - y_1) d\tau + K x_{in} d\tau - K x_1 d\tau,$$

где K – массовый расход кристаллической фазы; $\bar{K}$ – масса кристаллической фазы в зоне

массообмена в любой период цикла; y_1^p – равновесное значение концентрации НПК в жидкой фазе, равное произведению коэффициента распределения R на текущее значение концентрации НПК в кристаллической фазе.

Выполним некоторые преобразования, а именно: умножим левые и правые части уравнения на одну и ту же величину – продолжительность цикла – τ_C ; поделим обе части уравнения на массу кристаллической фазы в ячейке. В результате получим:

$$\frac{dx_1}{d\theta} = -\frac{\beta FN}{N\bar{K}} \tau_C (R x_1 - y_1) + x_{in} - x_1, \quad (1)$$

где $\theta = \frac{\tau}{\tau_C}$ – текущее относительное время

периода массопереноса; $\frac{\bar{K}}{N}$ – масса кристаллической фазы в любой ячейке аппарата в любом периоде цикла; $\frac{\bar{K}}{N\tau_C} = K$ – массовый расход

кристаллической фазы. Составим уравнение материального баланса для жидкой фазы первой ступени периода массопереноса за элементарный промежуток времени по НПК (см. рис. 2):

$$\frac{dy_1}{d\theta} = \frac{\beta FN}{NM} \tau_C (R x_1 - y_1), \quad (2)$$

где $\frac{\bar{M}}{N}$ – масса жидкой фазы в любой ячейке

аппарата в любом периоде цикла; $\frac{\bar{M}}{N\tau_C} = M$ – средний массовый расход жидкой фазы.

Заметим, что $\frac{\beta F}{M} = a$ есть отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий массопереноса по жидкой фазе для зоны массообмена, или число единиц переноса по этой фазе (критерий массообмена)

[12]. С другой стороны, $\frac{R\beta F}{K} = b$ есть

отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий по кристаллической фазе для зоны массообмена, или число единиц переноса по кристаллической фазе.

С учетом вышесказанного система уравнений (1)–(2) будет выглядеть:

$$\frac{dx_1}{d\theta} = -\frac{b}{N} x_1 + \frac{b}{NR} y_1 + x_{in} - x_1,$$

$$\frac{dy_1}{d\theta} = \frac{a}{N} R x_1 - \frac{a}{N} y_1.$$

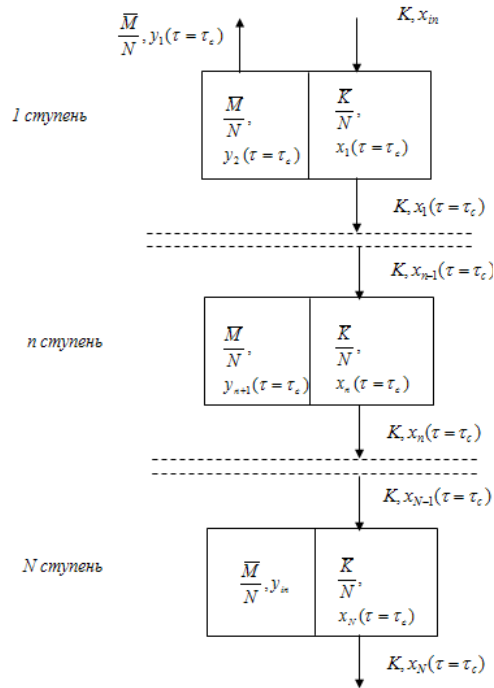


Рис. 1. Схема противоточной зоны кристаллизатора в конце периода подачи жидкой фазы.

Окончательно:

$$\frac{dx_1}{d\theta} = -\left(\frac{b}{N} + 1\right)x_1 + \frac{b}{NR}y_1 + x_{in}, \quad (3)$$

$$\frac{dy_1}{d\theta} = \frac{a}{N}Rx_1 - \frac{a}{N}y_1. \quad (4)$$

Составим систему уравнений материального баланса для кристаллической и жидкой фаз n -ой ступени периода массообмена за элементарный промежуток времени по переходящему веществу (см. рис. 2).

$$\frac{dx_n}{d\theta} = -\left(\frac{b}{N} + 1\right)x_n + \frac{b}{NR}y_n + x_{n-1}, \quad (5)$$

$$\frac{dy_n}{d\theta} = \frac{a}{N}Rx_n - \frac{a}{N}y_n. \quad (6)$$

Соответственно, материальные балансы для кристаллической и жидкой фаз N -ой ячейки периода массообмена за элементарный промежуток времени описываются системой уравнений:

$$\frac{dx_N}{d\theta} = -\left(\frac{b}{N} + 1\right)x_N + \frac{b}{NR}y_N + x_{N-1}, \quad (7)$$

$$\frac{dy_N}{d\theta} = \frac{a}{N}Rx_N - \frac{a}{N}y_N. \quad (8)$$

Система уравнений (3)–(8) представляет собой математическую модель процесса массообмена в зоне массообмена кристаллизатора для полувихревого режима ее работы при произвольном числе ячеек N .

Рассмотрим в самом общем виде алгоритм поиска решения системы уравнений (3)–(8).

Прежде всего, заметим, что система уравнений может быть разбита на N подсистем, каждая из которых связана с предшествующей

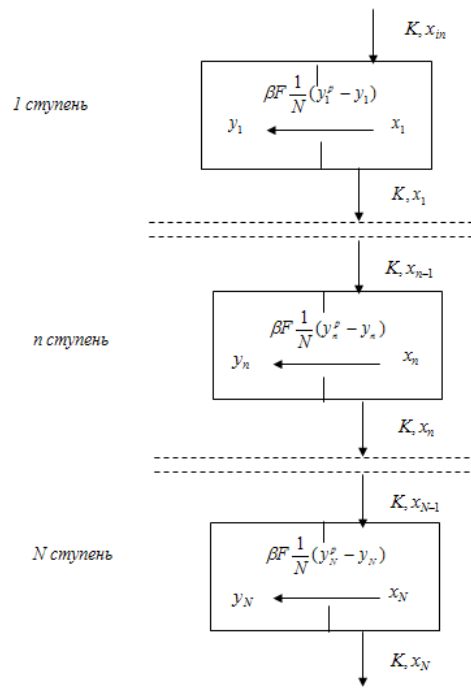


Рис. 2. Схема противоточной зоны кристаллизатора в период массообмена.

составом кристаллической фазы этой (предшествующей) системы и представляющая собой неоднородную систему из двух уравнений. В свою очередь, каждая из этих неоднородных систем имеет одну и ту же однородную систему, общее решение которой, естественно, одинаково. Таким образом, общее решение неоднородной системы, описывающее процесс кристаллизации в зоне массообмена, сводится к: нахождению общего решения однородной системы каждой из N подсистем, называемого фундаментальной системой решений; нахождению общего решения каждой из N подсистем с помощью одного из методов, например, методом вариации произвольных постоянных. Частное решение неоднородной системы уравнений применительно к реальной системе «кристаллическая фаза – жидкая фаза» сводится к решению задачи Коши при соответствующих начальных условиях [13].

Математическая модель зоны массообмена кристаллизатора в случае стационарного режима ее работы

Рассмотрим математическую модель зоны массообмена кристаллизационной колонны, работающей в стационарном режиме, структура которой соответствует ячеечной модели продольного перемешивания [14].

Ячеечная модель предполагает, что аппарат состоит из ряда одинаковых ячеек полного перемешивания, через которые проходят потоки обеих фаз. На рис. 3 представлена схема противоточной зоны массообмена кристаллизатора в соответствии с ячеечной моделью продольного

перемешивания. Общее число симметричных ячеек полного смешения составляет N

При этом, $1 \leq n \leq N$, где n – любая произвольная ячейка. Массовые расходы кристаллической и жидкой фаз равны, соответственно, K и M .

Составим уравнения материального баланса по НПК для каждой из ячеек (см. рис.3).

Для первой ячейки:

$$K(x_{in} - x_1) = \frac{\beta F}{N}(y_1^p - y_1); M(y_2 - y_1) = -\frac{\beta F}{N}(y_1^p - y_1).$$

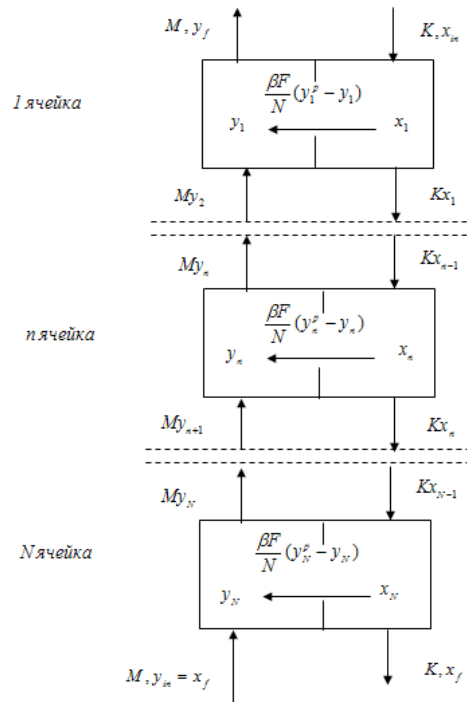


Рис. 3. Схема противоточной зоны кристаллизатора при стационарном режиме.

$$K(x_{n-1} - x_n) = \frac{\beta F}{N}(y_n^p - y_n); M(y_{n+1} - y_n) = -\frac{\beta F}{N}(y_n^p - y_n).$$

Для N -ой ячейки

$$K(x_{N-1} - x_N) = \frac{\beta F}{N}(y_N^p - y_N); M(y_{in} - y_N) = -\frac{\beta F}{N}(y_N^p - y_N).$$

После некоторых преобразований и с учетом того, что $y_{in} = x_f = x_N$, представленная система уравнений будет выглядеть:

$$\left(\frac{b}{N} + 1\right)x_1 - \frac{b}{NR}y_1 = x_{in}, \quad (9)$$

$$\frac{a}{N}Rx_1 - \left(\frac{a}{N} + 1\right)y_1 + y_2 = 0, \quad (10)$$

$$x_{n-1} - \left(1 + \frac{b}{N}\right)x_n + \frac{b}{NR}y_n = 0, \quad (11)$$

$$\frac{a}{N}Rx_n - \left(1 + \frac{a}{N}\right)y_n + y_{n+1} = 0, \quad (12)$$

$$x_{N-1} - \left(1 + \frac{b}{N}\right)x_N + \frac{b}{NR}y_N = 0, \quad (13)$$

$$\left(1 + \frac{a}{N}R\right)x_N - \left(1 + \frac{a}{N}\right)y_N = 0. \quad (14)$$

Система алгебраических уравнений (9)–(14) представляет собой математическую модель процесса массообмена в противоточной зоне кристаллизатора при стационарном режиме ее работы.

Графическая интерпретация решений систем дифференциальных и алгебраических уравнений ((3)–(8) и (9)–(14)). Обсуждение полученных результатов

Решения были найдены применительно к бинарной системе с неограниченной взаимной растворимостью компонентов флуорен – 2-метилнафталин [15]. При этом было принято: $N = (1, 2, 3)$; $R = 2.845$; $a = (1, 3, 6, 9)$; $M/K = 0.75$; $x_{in} = 10$ г/кг.

На рис. 4, 5 представлены фазовые траектории и векторы материального баланса [12] процесса кристаллизации в зоне массообмена, моделируемой одной, двумя или тремя ячейками полного смешения по обеим фазам при полциклическом и стационарном режимах работы этой зоны кристаллизатора. При этом отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий массопереноса по жидкой фазе было принято 3 (рис. 4) и 9 (рис. 5). Здесь фазовая траектория (рис. 4 а, б, в; 5 а, б, в) показывает связь между составами субстанций в рамках цикла. Движущая сила процесса кристаллизации в пределах цикла, $y^p - y$, или монотонно уменьшается во времени для любой степени (рис. 6), или скачкообразно уменьшается от степени к степени (рис. 6б и 6в).

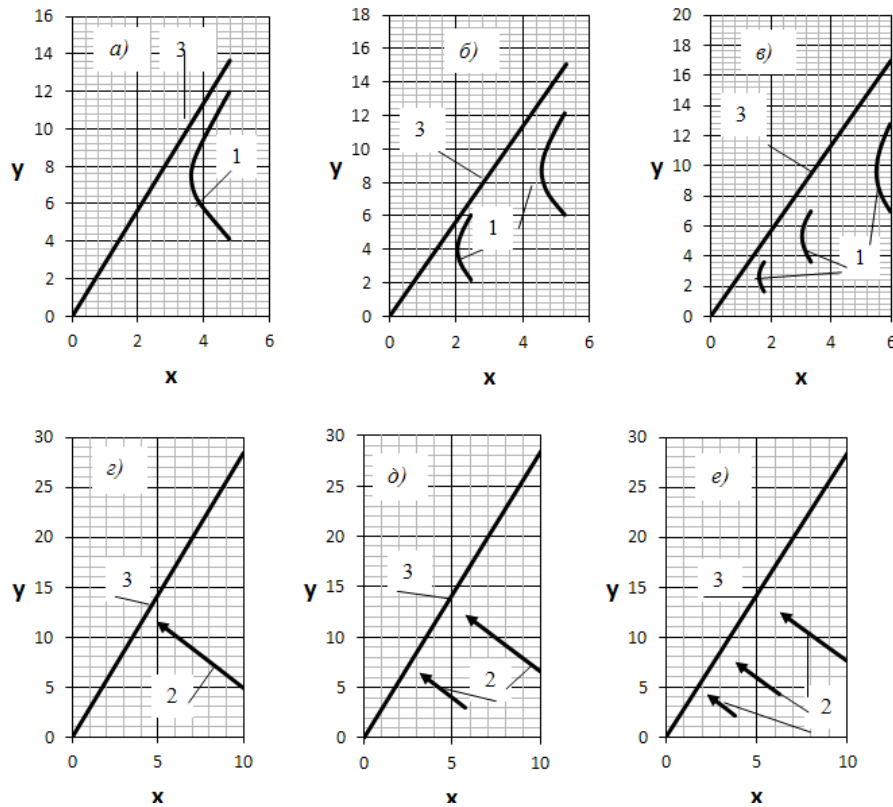


Рис. 4. Результаты процесса кристаллизации в зоне массообмена кристаллизатора, моделируемые различным числом ячеек полного смешения по обеим фазам при соотношении потоков $M/K = 0.75$, при критерии массопереноса, равном 3: а), б), в) – полувциклический режим работы зоны массообмена; г), д), е) – стационарный режим; 1 – фазовая траектория; 2 – вектор материального баланса; 3 – линия равновесия; а) и г) – одна ячейка полного смешения; б) и д) – две ячейки; в) и е) – три ячейки полного смешения.

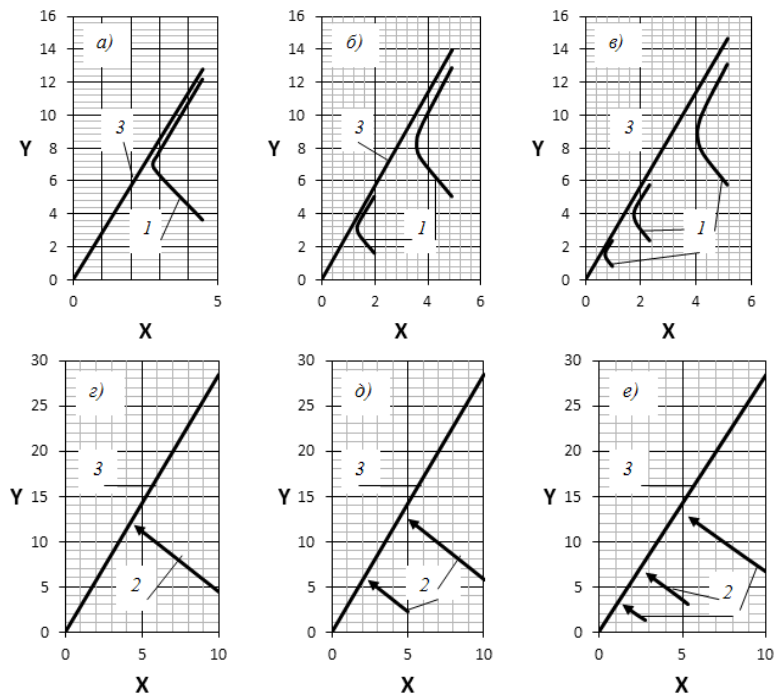


Рис. 5. Результаты процесса кристаллизации в зоне массообмена кристаллизатора, моделируемые различным числом ячеек полного смешения по обеим фазам при соотношении потоков $M/K = 0.75$, при критерии массопереноса равном 9: а), б), в) – полувциклический режим работы зоны массообмена; г), д), е) – стационарный режим; 1 – фазовая траектория; 2 – вектор материального баланса; 3 – линия равновесия; а) и г) – одна ячейка полного смешения; б) и д) – две ячейки; в) и е) – три ячейки полного смешения.

Стационарный процесс кристаллизации на рис. 4 и 5 представлен векторами материального баланса (рис. 4.г, д, е; рис. 5.г, д, е), последняя точка которого характеризует вырожденную рабочую линию процесса.

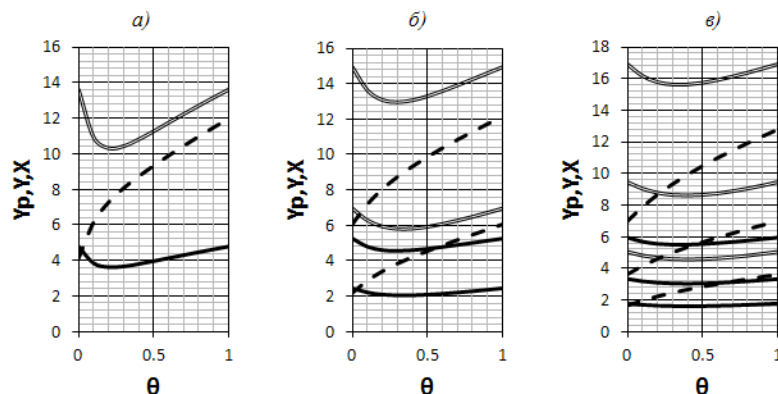


Рис. 6. Зависимость составов фаз и равновесных концентраций НПК в жидкой фазе от времени процесса в рамках цикла при полуциклическом режиме работы зоны массообмена кристаллизатора при $a = 3$: а) одноступенчатая модель процесса; б) двухступенчатая модель; в) трехступенчатая модель; сплошные линии характеризуют составы кристаллических фаз; пунктирные линии – составы жидких фаз; двойные линии – равновесные концентрации НПК в жидких фазах.

Сравнение конечной концентрации процесса кристаллизации при любой одинаковой интенсивности продольного перемешивания в зоне массообмена и любом одинаковом значении критерия массообмена, a , для различных режимов работы зоны показывает преимущество полуциклического режима по сравнению со стационарным (рис. 4, 5). Для количественной оценки этого преимущества воспользуемся такими критериями эффективности как степень извлечения и число теоретических ступеней. Степень извлечения для любого режима работы зоны массообмена может быть рассчитана по формуле

$$\eta = 1 - \frac{x_f}{x_{in}}.$$

Число теоретических ступеней по результатам эксперимента может быть найдено по формуле:

$$n_T = \frac{\ln \frac{x_{in} - x_{in}^p}{x_f - x_f^p}}{\ln(R \frac{M}{K})},$$

где x_{in}^p – равновесное значение состава кристаллической фазы на входе в зону массообмена; x_f^p – равновесное значение состава кристаллической фазы на выходе из зоны массообмена, $x_{in}^p = \frac{y_f}{R}$, $x_f^p = \frac{y_{in}}{R}$.

Результаты сопоставления двух режимов работы зоны массообмена кристаллизатора представлены на рис. 7 и 8.

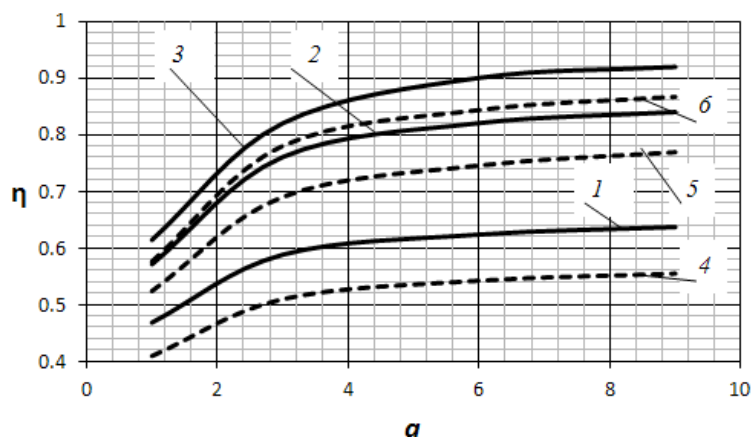


Рис. 7. Зависимость степени извлечения от критерия массопереноса для моделей процесса кристаллизации зоны массопереноса кристаллизатора с различным числом ступеней полного смешения N по обеим фазам: 1, 2, 3 – полуциклический режим работы зоны массопереноса при N , равном, соответственно, 1, 2 и 3; 4, 5, 6 – стационарный режим работы зоны массопереноса при N , равном, соответственно, 1, 2 и 3.

На рис. 7 представлено сопоставление различных режимов работы зоны массообмена кристаллизатора, моделируемой различным числом ячеек полного смешения по обеим фазам, при различных значениях критерия массопереноса a . Видно, что при любых значениях a и N степень извлечения для полувциклического режима превосходит степень извлечения для стационарного режима.

На рис. 8 показано влияние продольного перемешивания и критерия массообмена на эффективность разделения при полувциклическом режиме работы зоны массообмена, выраженной в виде отношения числа теоретических ступеней при разных режимах работы зоны: полувциклическом и стационарном.

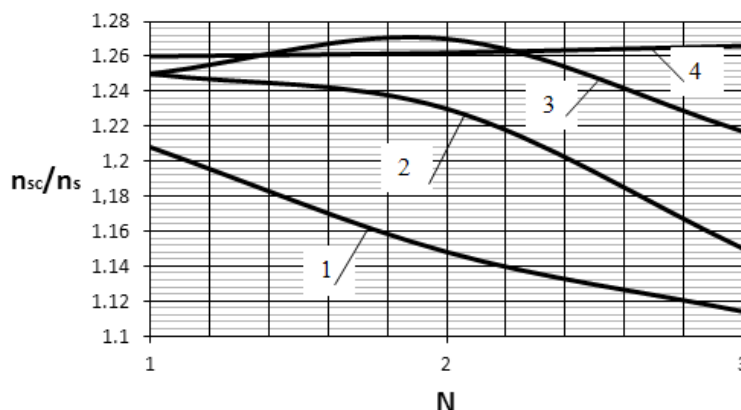


Рис. 8. Зависимость эффективности разделения зоны массообмена кристаллизатора от продольного перемешивания при различных значениях критерия массопереноса a всей зоны: 1 – $a = 1$; 2 – $a = 3$; 3 – $a = 6$; 4 – $a = 9$.

Увеличение общего критерия массопередачи до $a = 3$ (кривая 2 рис. 8) ведет к возрастанию эффективности использования полувциклического режима при любом значении N по сравнению с предыдущей серией опытов (кривая 1 рис. 8), однако влияние снижения индивидуального для каждой ячейки критерия массообмена сказывается на характере этой кривой – эффективность использования полувциклического режима снижается с увеличением числа ячеек (с уменьшением значения индивидуального критерия массообмена).

Серия опытов с общим критерием массообмена, равным 6 (кривая 3 рис. 8) характеризуется уже наличием экстремальной точки

при $N = 2$ ($\frac{a}{N} = 3$), т.е. на участке от $N = 1$ до $N = 2$ наблюдается возрастание эффективности использования полуциклического режима, а на участке от $N = 2$ до $N = 3$ – снижение эффективности. Значимость обоих факторов (a и N)

ОБОЗНАЧЕНИЯ:

a – критерий эффективности массообмена; b – отношение пропускных способностей поверхностной и потоковой стадий массообмена по кристаллической фазе; F – поверхность контакта фаз, m^2 ; M – массовый расход жидкой фазы, kg/c ; $\bar{M}$ – масса жидкой фазы в ячейке в любом периоде цикла, kg ; X – концентрация НПК в кристаллической фазе, $(г\text{ НПК})/(кг\text{ см.})$; y – концентрация НПК в жидкой фазе,

Видно, что влияние продольного перемешивания на эффективность использования полувциклического режима работы зоны массопередачи не однозначно для разных значений критерия массопередачи всей зоны a . При $a = 1$ (кривая 1 рис. 8) с увеличением числа ячеек полного смешения зоны массообмена эффективность использования полувциклического режима снижается за счет снижения критерия массопередачи для каждой ячейки, $\frac{a}{N}$, т.е. снижение индивидуального для каждой ячейки критерия массообмена с увеличением числа ячеек является более существенным фактором, нежели уменьшение продольного перемешивания.

соизмерима. При $a = 9$ (кривая 4 рис. 8) наблюдается монотонное увеличение эффективности использования полувциклического режима работы зоны массопередачи с уменьшением продольного перемешивания, несмотря на постепенное снижение индивидуального критерия массообмена.

Выводы

Результаты численного эксперимента показывают преимущество использования полувциклического режима работы зоны массообмена кристаллизатора по сравнению со стационарным режимом этой зоны во всем диапазоне изменения параметров процесса (a и N) при одинаковой структуре потоков обоих режимов.

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

(гНПК)/(кг см.); R – константа фазового равновесия; K – массовый расход кристаллической фазы, кг/с; $\bar{K}$ – масса кристаллической фазы в ячейке в любой период цикла, кг; n_{sc} – число теоретических ступеней для полувсплывающего режима работы зоны массообмена; n_s – число теоретических ступеней для стационарного режима работы зоны массообмена; η – степень извлечения примеси (НПК); β – коэффициент массоотдачи по жидкой фазе; τ – текущее время цикла, с; θ – текущее относительное время цикла.

ИНДЕКСЫ:

p – равновесная концентрация; in – концентрация НПК в кристаллической или жидкой фазах на входе в зону массообмена; f – концентрация НПК в кристаллической или жидкой фазах на выходе из зоны массообмена; sc – полувсплывающий режим работы зоны массообмена; s – стационарный режим работы зоны массообмена.

ЛИТЕРАТУРА:

1. Cannon M.R. Distillation, absorption and extraction column // The Oil & Gas J. 1952. V. 51. № 12. P. 268–271.
2. Cannon M.R. Liquid extractor // The Oil & Gas J. 1956. V. 54. № 38. P. 68–69.
3. Cannon M.R. Controlled cycling improves various processes // Ind. Eng. Chem. 1961. V. 53. № 8. P. 629.
4. Szabo T.T., Lloyd W.A., Cannon M.R. [et al.] Controlled cycling extraction // Chem. Eng. Progr. 1964. V. 60. № 1. P. 66–70.
5. Мясоеденков В.М., Носов Г.А., Хайбулина Е.М. Анализ работы шнековой кристаллизационной колонны в циклическом и стационарном режимах // Теор. основы хим. технологии. 2012. Т. 46. № 2. С. 191–198.
6. Гельперин Н.И., Полоцкий Л.М. Мясоеденков В.М. Исследование инжекторной экстракционной колонны при работе в циклическом режиме // Хим. промышленность. 1970. № 3. С. 203–206.
7. Гельперин Н.И., Полоцкий Л.М., Мясоеденков В.М. Исследование циклической инжекторной экстракционной колонны на основе планирования эксперимента // Труды МИТХТ им. М.В. Ломоносова. 1973. Т. 3. Вып. 1. С. 167–172.
8. Фандеев М.А., Гельперин Н.И., Назаров П.С. Жидкостная экстракция с регулируемым циклами // Теор. основы хим. технологии. 1974. № 1. С. 107–110.
9. Конобеев Б.И., Арутюнян Г.Р., Назаров П.С. Исследование циклической ректификации в тарельчатой ректификационной колонне // Теор. основы хим. технологии. 1977. № 4. С. 491–501.
10. Комиссаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Научные основы процессов ректификации. учебное пособие для вузов в 2-х т. / Под ред. Л.А. Серафимова. М.: Химия, 2004. Т. 1. 270 с.
11. Гельперин Н.И., Носов Г.А. Основы техники фракционной кристаллизации. М.: Химия, 1986. 304 с.
12. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А., Захаренко В.В., Зиновкина Т.В., Таран А.Л., Костянян А.Е. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2-х кн. / Под ред. В.Г. Айнштейна. М.: Университетская книга, Логос, Физматкнига, 2006. Кн. 1. 912 с. Кн. 2. 872 с.
13. Пантелеев А.В., Якимова А.С., Босов А.В. Обыкновенные дифференциальные уравнения в примерах и задачах: учеб. пособие для вузов. М.: Высшая школа, 2001. 376 с.
14. Гельперин Н.И., Пибалк В.Л., Костянян А.Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности. М.: Химия, 1977. 264 с.
15. Кравченко В.М. Двойные системы флуорена // Журн. прикладной химии. 1952. Т. 25. № 9. С. 943–945.

EFFICIENCY OF USING THE SEMI-CYCLIC MODE IN A SCREW CRYSTALLIZATION COLUMN

V.M. Myasoyedenkov[@], B.N. Shapanbayev

M.V. Lomonosov Moscow State University of Fine Chemical Technologies, Moscow, 119571 Russia

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

The theoretical analysis of the efficiency of using the semi-cyclic mode in a screw crystallization column was made. It is shown that the semi-cyclic operating mode of a column provides a higher extent of extraction of a low-melting component than the stationary mode depending on the intensity of longitudinal mixing and on the mass exchange factor.

Keywords: crystallization, cycle, period, extent of extraction, low-melting component, cyclic mode, stationary mode.