

УДК 330.46:661

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ЦИКЛИЧЕСКОЙ РЕКТИФИКАЦИИ БИНАРНЫХ СМЕСЕЙ ПРИ НЕПРЕРЫВНОЙ ПОДАЧЕ ПОТОКОВ В КОЛОННУ

© 2018 г. В. П. Кривошеев^{1,*}, А. В. Ануфриев^{2,**}

¹ Владивостокский государственный университет экономики и сервиса

² Дальневосточный федеральный университет, г. Владивосток

*e-mail: vladimir.krivosheev@vvsu.ru

**e-mail: anufriev.av@dyfu.ru

Поступила в редакцию 24.05.2017 г.

Предложена математическая модель процесса циклической бинарной ректификации, протекающего в секционированной колонне с непрерывным поступлением потоков. Предложен способ организации циклических режимов в секционированном аппарате с работой одной из секций в режиме спуска жидкости, а остальных секций в режиме пропускания пара. Исследовано влияние параметров предложенной модели на процесс разделения в колонне.

Ключевые слова: циклическая ректификация, управляемые режимы движения фаз, идеальное вытеснение, идеальное смешение, массообмен, термодинамический критерий разделительной способности колонны.

DOI: 10.7868/S0040357118030028

ВВЕДЕНИЕ

Развитие химической и нефтехимической отраслей промышленности требует разработки более эффективных методов осуществления технологических процессов. Одним из способов повышения эффективности массообменных процессов является использование периодических (циклических) режимов движения фаз в аппарате.

Процесс циклической ректификации основан на поочередном изменении двух режимов [1]: периода пропускания пара (ППП), в котором происходит движение парового потока вверх по колонне, и периода спуска жидкости (ПСЖ), в котором осуществляется переток жидкости с каждой тарелки на нижележащую тарелку. Подача питающей смеси и орошения в колонну происходит только в ПСЖ. Такой вариант работы аппарата известен также как режим раздельного движения фаз [2].

Первые работы по интенсификации процесса массообмена за счет периодических изменений режимных параметров известны с 60-х годов XX-го столетия. В работах [2–10] показано повышение эффективности циклической ректификации до 200% относительно традиционной непрерывной ректификации. Максимальная эффективность достигается при полной замене жидкости на тарелках без перемешивания в ПСЖ, что невозмож-

но при использовании классических контактных устройств. Задача поршневого стекания жидкости успешно решается с помощью тарелок, предложенных Малета [11, 12].

Промышленное внедрение циклической ректификации ограничивается следующими причинами: а) гидродинамический удар при подаче пара в аппарат; б) необходимость установки надежных высокоскоростных задвижек; в) сложность регулирования расходов пара, питания, флегмы за короткий период подачи; г) периодичность работы ребойлера и дефлегматора.

Частично указанных недостатков можно избежать использованием двух колонн с общим кубом и дефлегматором таким образом, что при подаче пара в одну из колонн жидкость подается в другую колонну [13]. Однако при этом невозможно подобрать оптимальное соотношение жидкостных и паровых периодов. Кроме того, проблема гидродинамического удара сохраняется.

Большой интерес представляет организация циклического процесса без прерывания подачи жидкости и пара в колонну. Вариантом решения проблемы может быть использование провальных тарелок с регулируемым свободным сечением [14]. Недостатком данного способа является смешение жидкости при перетоке, что снижает эффективность разделения.

Другим решением является использование колонны с подвижным перфорированным цилиндром [15]. Непровальные тарелки расположены в подвижном цилиндре, а переток жидкости осуществляется через специальные карманы в наружном неподвижном цилиндре. Использование данной конструкции оправдано лишь в аппаратах с небольшим диаметром, так как увеличение габаритов приводит к росту энергозатрат на перемещение цилиндра.

Еще одним решением является использование аппарата с непровальными ситчатыми тарелками [16]. Здесь тарелка представляет собой две полукруглые перфорированные пластины, которые при необходимости спуска жидкости складываются вращением вокруг горизонтальной оси. Особенностью данного способа является организация слива жидкости не одновременно по всей колонне, а потарелочно, начиная снизу колонны. Недостатком метода является необходимость аппаратного оформления процесса складывания для каждой тарелки, что усложняет как саму конструкцию, так и систему управления этим процессом.

Целью данного исследования является изучение на математической модели процесса циклической ректификации бинарных смесей при непрерывной подаче потоков в секционированную колонну. Для достижения этой цели решаются следующие задачи: разработка способа организации непрерывной подачи материальных потоков в секционированную колонну циклической ректификации; разработка математической модели процесса циклической ректификации при непрерывной подаче потоков в секционированную колонну; исследование влияния параметров математической модели на эффективность процесса разделения; проверка адекватности предложенной математической модели.

МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ

Для организации непрерывной подачи материальных потоков в аппарат циклической ректификации предлагается использовать вертикально секционированную колонну с общим для всех секций кубом и дефлегматором. В каждой секции происходит чередование ППП и ПСЖ таким образом, чтобы в любой момент времени спуск жидкости происходил только в одной из секций. Таким образом, доля ППП всей колонны будет зависеть от количества секций. Подробное описание способа непрерывной подачи потоков в колонну, представлено в разделе «Способ непрерывной подачи потоков в колонну».

Представленная математическая модель, учитывающая смешение жидкости на тарелках в ПСЖ, получена усовершенствованием модели бинарной

циклической ректификации, предложенной нами [17, 18] на основе исследований, проведенных в работах [19, 20]. Согласно модели, многосекционная колонна рассчитывается как отдельные независимые колонны с общим кубом и дефлегматором. Для каждой секции на основании исходных данных о питающей смеси поочередно и независимо рассчитываются ППП и ПСЖ.

В математической модели циклической бинарной ректификации приняты следующие допущения: а) изменение концентрации легколетучего компонента (ЛЛК) в паре, покидающим тарелку, мгновенно следует за изменением концентрации жидкости на тарелке; б) имеет место эквимолярный массообмен; в) удерживающая способность тарелки по жидкости одинакова на всех ступенях укрепляющей и исчерпывающей секций; г) величина КПД по Мерффри постоянна на данной ступени разделения; д) исходная смесь поступает в колонну при температуре начала кипения; е) унос жидкости не учитывается; ж) в ППП на всех тарелках имеет место идеальное смешение; з) конденсатор колонны полный; и) пар, покидающий куб, находится в равновесии с жидкостью; к) в пределах отгонной и укрепляющей секций колонны за ПСЖ с каждой тарелки секции стекает равное количество жидкости; л) в ПСЖ массообмен отсутствует.

Исходные данные для расчета процесса классической ректификации: N ; f ; R ; E_M ; n ; X_F ; G_F ; G_V ; P ; H_W ; H_D . Исходные данные для расчета циклического режима: τ ; γ ; β ; η .

Период пропускания пара. Схема движения потоков на тарелке в ППП представлена на рис. 1.

В ППП изменение концентрации ЛЛК на тарелке i описывается уравнением

$$\frac{dX_i(t)}{dt} = [Y_{i-1}(t) - Y_i^*(X_i)] \frac{G_V E_M}{H_i}. \quad (1)$$

Система уравнений, составленная для каждой тарелки на основании уравнения (1), требует совместного решения, так как для расчета изменения концентрации компонента на тарелке нужно знать

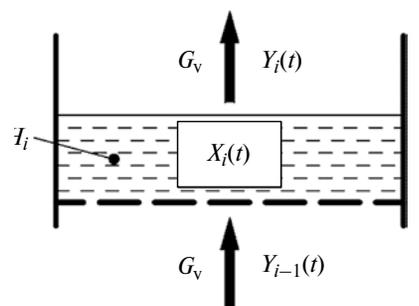


Рис. 1. Схема тарелки в период пропускания пара.

концентрацию этого компонента в паре, приходящим с предыдущей тарелки.

Для идеальной смеси зависимость равновесной концентрации ЛЛК в паре на тарелке описывается известным уравнением

$$Y_i^* = K_i(T_i, P_i)X_i. \quad (2)$$

При температуре, соответствующей равновесному состоянию, должно выполняться условие

$$\sum_{j=1}^n K_{i,j}(T_i, P_{i,j})X_{i,j} = 1. \quad (3)$$

Константа фазового равновесия для идеальной смеси рассчитывается как отношение давления насыщенного пара компонента j над его чистым раствором к общему давлению в системе

$$K_{i,j}(T_i, P_{i,j}) = \frac{P_{i,j}(T_i)}{P_i}. \quad (4)$$

Давление пара компонента j над чистым растворителем можно рассчитать с помощью расширенного уравнения Риделя [21]:

$$\ln P_{i,j}(T_i) = A_j + \frac{B_j}{T_i} + C_j \ln T_i + D_j T_i^2 + \frac{E_j}{T_i^2}. \quad (5)$$

Таким образом, для расчета концентрации компонента в равновесном паре (2) необходимо определить такую температуру, чтобы выполнялось условие (3).

Период спуска жидкости. Согласно принятой модели, в ПСЖ в течение времени транспортно запаздывания движение жидкости по тарелкам происходит в режиме идеального вытеснения. По истечении времени транспортного запаздывания взаимодействие жидкости на тарелке со стекающей жидкостью происходит в режиме идеального смешения. Время транспортного запаздывания рассчитывается по уравнению

$$t_{tr,d} = \frac{1-\beta}{\eta}(1-\gamma)\tau, \quad (6)$$

где β – степень межтарельчатого перемешивания, характеризующая долю времени стекания жидкости в режиме идеального смешения.

Если время транспортного запаздывания превышает время спуска жидкости или равно этому времени, то стекающая жидкость замещает жидкость на тарелке согласно модели идеального вытеснения. В таком случае для расчета концентрации жидкости на тарелке к концу ПСЖ используется алгебраическое уравнение

$$X_i(\tau) = \eta X_{i+1}(\gamma\tau) + (1-\eta)X_i(\gamma\tau). \quad (7)$$

Состав жидкости на питающей тарелке к концу ПСЖ рассчитывается по уравнению

$$X_f(\tau) = \frac{H_{f+1}}{H_f} \eta X_{f+1}(\gamma\tau) + (1-\eta)X_f(\gamma\tau) + \frac{G_F(1-\gamma)\tau}{H_f\gamma} X_F. \quad (8)$$

Если время транспортного запаздывания меньше времени спуска жидкости, для расчета состава жидкости на тарелке к концу ПСЖ используется уравнение

$$X_i(\tau) = \beta Z_i(\tau) + \frac{\eta}{(1-\gamma)\tau} \int_{\tau-t_{tr,d}}^{\tau} Z_{i+1}(t) dt. \quad (9)$$

Концентрация ЛЛК в жидкости на тарелке к концу ПСЖ зависит от концентрации компонента в блоке перемешивания к концу ПСЖ и интеграла, описывающего изменение концентрации в блоке перемешивания на вышележащей тарелке за период времени с $\tau - t_{tr,d}$ до τ . Под блоком перемешивания подразумевается та часть жидкости на тарелке, в которой не происходит изменение концентрации ЛЛК во время поршневого режима движения жидкости. При этом за время транспортного запаздывания концентрация ЛЛК в жидкости, стекающей с тарелки i , равняется концентрации ЛЛК в блоке перемешивания данной тарелки Z_i .

Состав жидкости на питающей тарелке к концу ПСЖ рассчитывается по уравнению

$$X_f(\tau) = \beta Z_f(\tau) + \frac{H_{f+1}}{H_f} \frac{\eta}{(1-\gamma)\tau} \int_{\tau-t_{tr,d}}^{\tau} Z_{f+1}(t) dt + \frac{G_F t_{tr,d}}{H_f \gamma} X_F. \quad (10)$$

Изменение концентрации ЛЛК в блоке перемешивания тарелки i описывается уравнением

$$\frac{dZ_i(t)}{dt} = \frac{\eta}{(1-\gamma)\tau\beta} \{U(t-t_{tr,d}-\gamma\tau)X_{i+1}(\gamma\tau) + [1-U(t-t_{tr,d}-\gamma\tau)]X_i(\gamma\tau) - Z_i(t)\}, \quad (11)$$

где $U(t-t_{tr,d}-\gamma\tau)$ – ступенчатая функция принимающая значение 0 при условии: $t-t_{tr,d}-\gamma\tau \leq 0$ и значение 1 при условии: $t-t_{tr,d}-\gamma\tau > 0$. Причем, концентрация ЛЛК в блоке перемешивания на тарелке i на момент начала ПСЖ равна концентрации компонента в жидкости на той же тарелке и остается неизменной в течение времени транспортного запаздывания:

$$Z_i(\gamma\tau) = Z_i(\gamma\tau + t_{tr,d}) = X_i(\gamma\tau). \quad (12)$$

Изменение концентрации ЛЛК в блоке перемешивания питающей тарелки описывается дифференциальным уравнением

$$\frac{dZ_f(t)}{dt} = \frac{\eta}{(1-\gamma)\tau\beta} \times \\ \times \left\{ U(t - t_{tr,d} - \gamma\tau) \left[\frac{H_{f+1}}{H_f} X_{f+1}(\gamma\tau) + \frac{G_F(1-\gamma)\tau}{H_f\gamma} X_F \right] + \right. \\ \left. + [1 - U(t - t_{tr,d} - \gamma\tau)] X_f(\gamma\tau) - Z_f(t) \right\}. \quad (13)$$

Таким образом, если время транспортного запаздывания превышает время спуска жидкости или равно данному времени, то расчет спуска жидкости ведется по алгебраическим уравнениям (7) и (8). Если же время транспортного запаздывания меньше времени спуска жидкости, то расчет концентрации компонента в жидкости на тарелке к концу ПСЖ ведется по уравнениям (9) и (10) с решением дифференциальных уравнений (11) и (13).

Куб и дефлегматор. Изменение концентрации в кубе при постоянном уровне жидкости описывается уравнением

$$H_W \frac{dX_W(t)}{dt} = \eta H_1 X_1(t) - G_V Y_W(X_W) - \\ - \left[G_F - G_V \frac{R-1}{R} \right] X_W(t). \quad (14)$$

Здесь $X_1(t)$ – концентрация ЛЛК в жидкости, стекающей с нижней тарелки секции, работающей в ПСЖ.

Изменение концентрации ЛЛК в дефлегматоре при постоянном уровне жидкости описывается уравнением

$$H_D \frac{dX_D(t)}{dt} = G_V [Y_N(t) - X_D(t)]. \quad (15)$$

Здесь $Y_N(t)$ – средняя концентрация ЛЛК в паре, приходящим из секций колонны, работающих в ППП.

СПОСОБ НЕПРЕРЫВНОЙ ПОДАЧИ ПОТОКОВ В КОЛОННУ

Для организации непрерывной подачи материальных потоков в аппарат циклической ректификации предлагается разделить колонну на секции по вертикали. Секционирование осуществляется делением внутренней полости колонны вертикальными перегородками на заданное число секций (рис. 2). По высоте каждой секции располагаются контактные устройства (тарелки). Каждая из секций сообщается с общим кубом и с общим дефлегматором.

В качестве контактных устройств предлагается использовать тарелки, предложенные Малета [12, 13], которые обеспечивают однократное стекание жидкости без перемешивания. Особенностью конструкции тарелок Малета является наличие специальных камер, в которые в ПСЖ поступает жидкость (рис. 3). При последующей подаче пара жидкость перетекает на нижележащую тарелку без перемешивания.

Распределение потока пара между секциями колонны предлагается осуществлять вращающейся заслонкой, перекрывающей подачу пара в одну из секций (рис. 4). В секциях, открытых для поступления пара, происходит массообмен. В перекрытой секции осуществляется спуск жидкости. Вращение заслонки обеспечивает смену ППП и ПСЖ в секциях.

Распределение по секциям питания и орошения в колонну предлагается осуществлять через буферные устройства (рис. 5). Буферное устройство состоит из вращающейся цилиндрической камеры

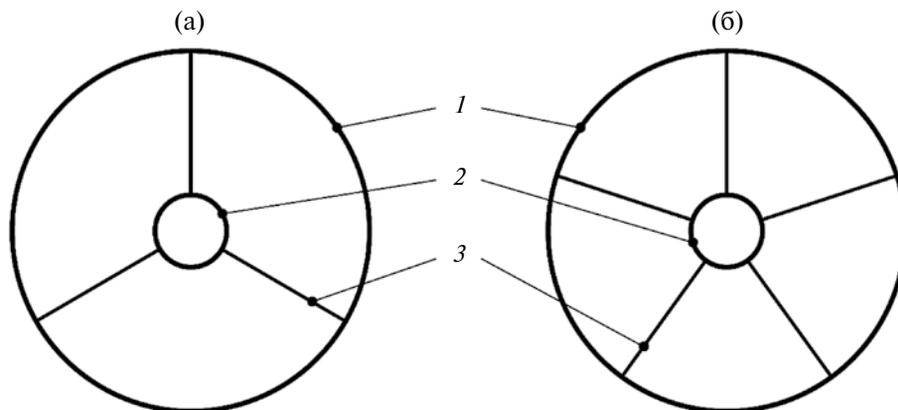


Рис. 2. Деление колонны на секции: (а) – три секции; (б) – пять секций; 1 – внешняя обечайка; 2 – внутренняя обечайка; 3 – перегородки.

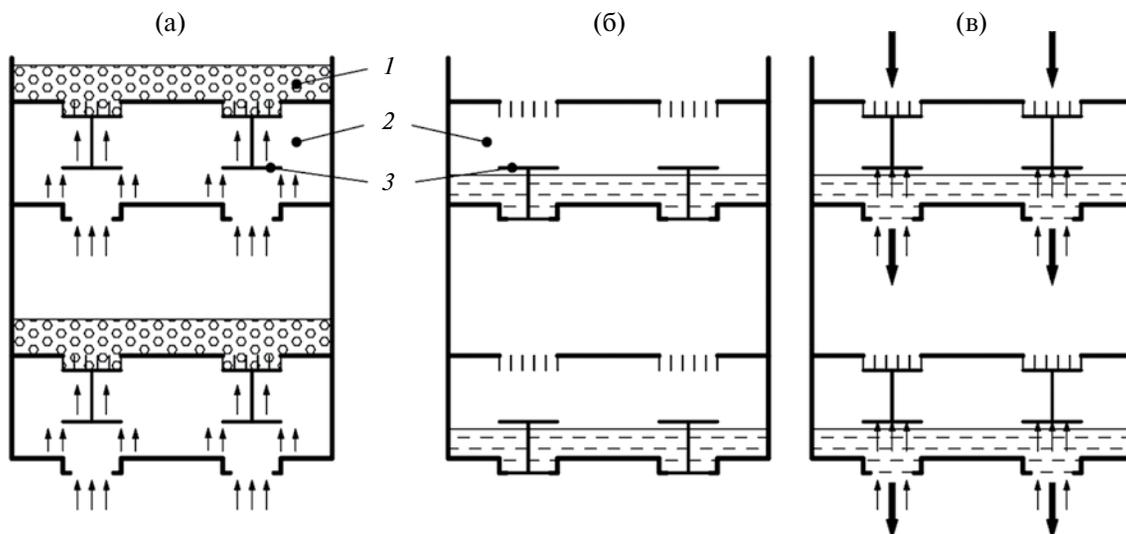


Рис. 3. Принцип действия тарелок, предложенных Малета: (а) – пропускание пара; (б) – перетекание жидкости в шлюзовую камеру; (в) – перетекание жидкости на нижележащую тарелку; 1 – рабочая зона массообмена; 2 – шлюзовая камера; 3 – клапан.

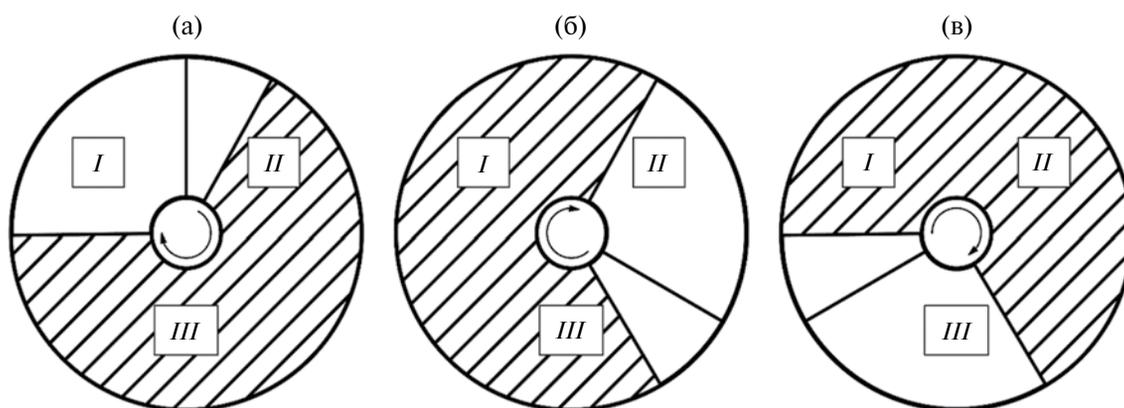


Рис. 4. Принцип действия распределительной заслонки в трехсекционной колонне: (а) – подача пара в секции I и II; (б) – подача пара в секции II и III; (в) – подача пара в секции I и III.

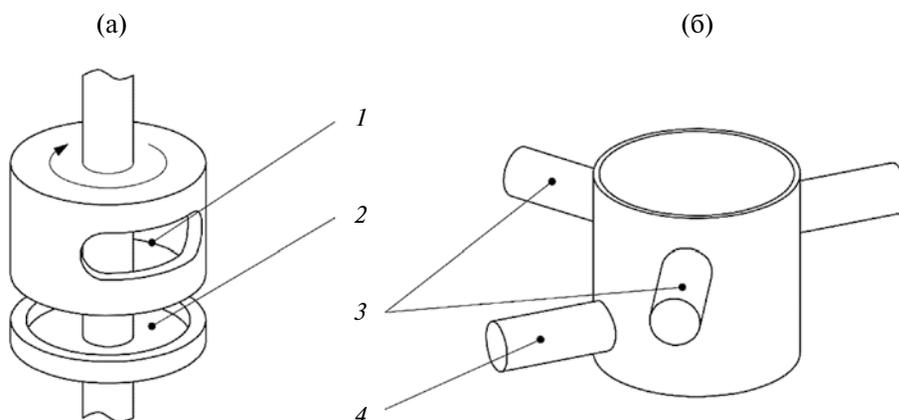


Рис. 5. Буферное устройство: (а) – вращающаяся камера; (б) – неподвижная часть; 1 – отверстие для выхода жидкости из камеры; 2 – отверстие для входа жидкости в камеру; 3 – патрубок распределительного устройства для подачи жидкости в секцию колонны; 4 – патрубок распределительного устройства для ввода жидкости в камеру.

(рис. 5а) и неподвижной части с патрубками (рис. 5б). В камеру через нижнее отверстие 2 по патрубку 4 постоянно поступает распределяемая жидкость. Через верхнее отверстие 1 цилиндрической камеры по патрубкам 3 жидкость подается в одну из секций колонны.

Распределительная заслонка и вращающиеся камеры буферных устройств закреплены на подвижном валу, проходящем по центру колонны. Механическое соединение данных устройств в единую жесткую систему упрощает процесс регулирования и исключает рассогласование подачи пара и жидкости в колонну.

РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ЦИКЛИЧЕСКОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

Объектом исследования была выбрана колонна разделения идеальной модельной смеси толуол–ортоксилол со следующими базовыми параметрами: $X_F = 0.5$ мол.д.; $N = 5$; $f = 3$; $E_M = 0.5$; $P_W = 101.3$ кПа; $P_D = 101.3$ кПа; $G_F = 100$ моль/ч; $G_D = 50$ моль/ч; $H_W = 5$ моль; $H_D = 5$ моль.

Эффективность работы ректификационной колонны оценивалась по термодинамическому критерию разделительной способности колонны ξ [22]:

$$\xi = \frac{\sum_{j=1}^2 X_{F,j} \ln X_{F,j} - \epsilon \sum_{j=1}^2 X_{D,j} \ln X_{D,j} - (1 - \epsilon) \sum_{j=1}^2 X_{W,j} \ln X_{W,j}}{\sum_{j=1}^2 X_{F,j} \ln X_{F,j}}. \quad (16)$$

Изменение концентрации толуола на тарелках секции I в рабочем режиме для трехсекционной колонны показано на рис. 6 и 7. В период времени от 0 до 10 с происходит движение пара; от 10 до 15 с – стекание жидкости. Далее цикл повторяется. При однократной замене жидкости в режиме идеального вытеснения (рис. 6) в ППП снижение концентрации толуола на тарелке происходит до значения концентрации толуола на нижележащей тарелке в начале ППП:

$$X_i(10) = X_{i+1}(0).$$

Данная закономерность нарушается при недостаточной доле замены жидкости на тарелке (рис. 7). При этом наблюдается снижение эффективности разделения.

В рабочем режиме изменения концентраций толуола в жидкости на тарелке в каждой из секций идентичны (рис. 8).

В рассматриваемой математической модели время периода τ и доля периода ППП γ не оказывают влияние на результаты расчета. Согласно уравнению (1) в ППП изменение концентрации ЛЛК

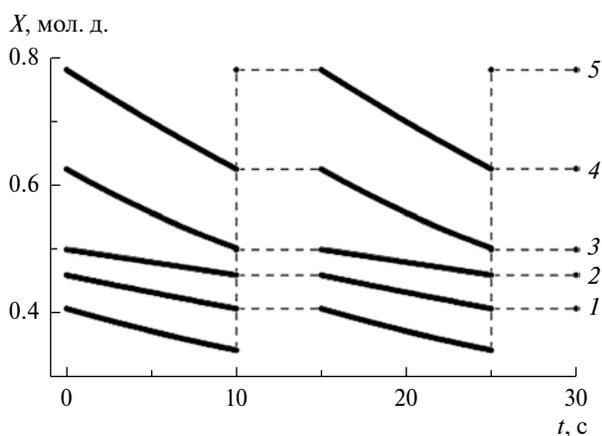


Рис. 6. Зависимость содержания легколетучего компонента в жидкости на тарелках от времени для секции I трехсекционной колонны ($\tau = 15$ с; $\gamma = 0.667$; $\beta = 0$; $\eta = 1$): 1 – тарелка 1; 2 – тарелка 2; 3 – тарелка 3; 4 – тарелка 4; 5 – тарелка 5.

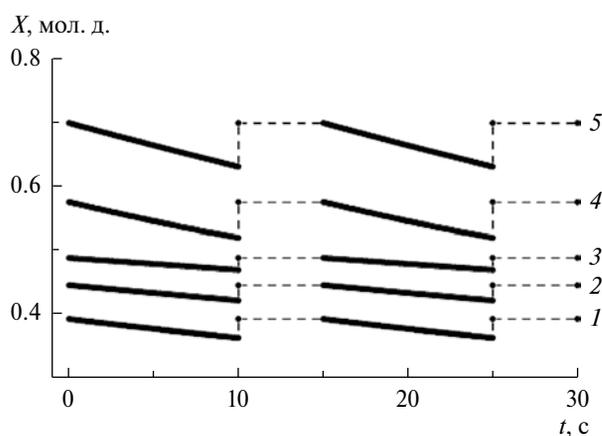


Рис. 7. Зависимость содержания легколетучего компонента на тарелках от времени для секции I трехсекционной колонны ($\tau = 15$ с; $\gamma = 0.667$; $\beta = 0$; $\eta = 0.5$): 1 – тарелка 1; 2 – тарелка 2; 3 – тарелка 3; 4 – тарелка 4; 5 – тарелка 5.

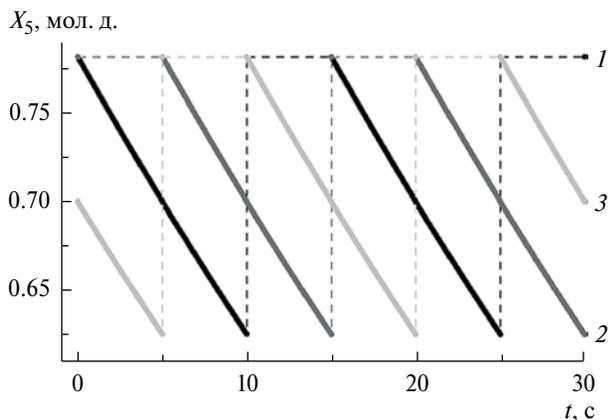


Рис. 8. Зависимость содержания легколетучего компонента на 5-й тарелке от времени для трехсекционной колонны: 1 – секция I; 2 – секция II; 3 – секция III.

в жидкости на тарелке обратно пропорционально ее объему на тарелке. Так как в ППП отсутствует переток жидкости, удерживающая способность тарелки по жидкости определяется расходом питающей смеси и орошения. С увеличением продолжительности ППП объем жидкости на тарелке пропорционально увеличивается. Поэтому концентрация ЛЛК к концу ППП будет идентичной независимо от времени цикла при сохранении остальных параметров процесса. Для ПСЖ процесс движения жидкости зависит от количества стекающей жидкости с тарелки и не зависит от времени ПСЖ.

Влияние доли замены жидкости и степени межтарельчатого перемешивания показано на рис. 9. Максимальная эффективность разделения достигается при однократной замене жидкости без перемешивания, что согласуется с литературными данными [6–8]. При отклонении гидродинамического режима от режима идеального вытеснения нецелесообразно заменять весь объем жидкости на тарелке. Максимальное разделение компонентов достигается при соблюдении условия $\beta + \eta = 1$.

Для сравнения эффективности циклической ректификации с традиционной непрерывной ректификацией использовалась модель, рассчитанная в программном обеспечении Unisim Design компании Honeywell. В качестве модели парожидкостного равновесия для непрерывной ректификации использована модель Пенга–Робинсона [23].

Из рис. 10 следует, что эффективность разделения в циклическом режиме выше, чем при непрерывной ректификации. Наибольшая эффективность циклической ректификации относительно непрерывной ректификации составляет 166%, что достигается при $E_M = 1$, $\beta = 0$, $\eta = 1$.

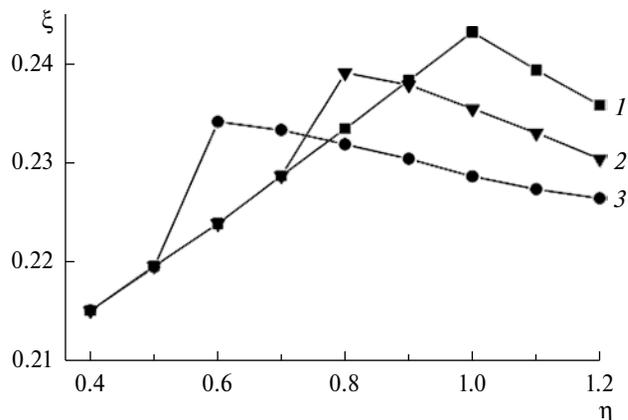


Рис. 9. Зависимость термодинамического критерия разделяющей способности колонны от доли замены жидкости на тарелке при $E = 0.5$: 1 – $\beta = 0$; 2 – 0.25 ; 3 – $\beta = 0.5$.

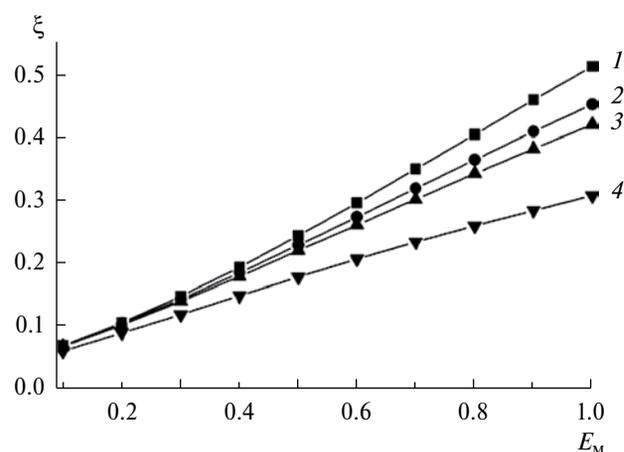


Рис. 10. Зависимость термодинамического критерия разделяющей способности колонны от КПД тарелки по Мерфри: 1 – циклическая ректификация ($\beta = 0$; $\eta = 1$); 2 – циклическая ректификация ($\beta = 0.5$; $\eta = 1$); 3 – циклическая ректификация ($\beta = 0$; $\eta = 0.5$); 4 – непрерывная ректификация.

ПРОВЕРКА АДЕКВАТНОСТИ МОДЕЛИ

Проверка адекватности математической модели циклической ректификации проводилась сравнением результатов расчета с экспериментальными данными циклической ректификации, представленными в [7].

В качестве данных для проверки адекватности использовался 41 эксперимент разделения смеси метанол–этанол в режиме полного орошения для широкого диапазона изменения параметров [7, с. 175–186]: $G_W = 1.09–4.30$ м/с; $Y_W = 0.170–0.414$ мол.д.; $Y_{c,pl} = 0.205–0.520$ мол.д.; $\eta = 0.578–1.580$; $E_M = 0.22–0.77$.

Предложенная математическая модель учитывает степень межтарельчатого перемешивания β ,

которая не измерялась в эксперименте. Данный параметр зависит от устройства тарелки, поэтому проверка адекватности проводилась для диапазона β от 0 до 1 с шагом 0.1.

В качестве критерия адекватности математической модели принято среднеквадратичное отклонение расчетных значений доли ЛЛК на контрольной тарелке от экспериментальных значений:

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{k=1}^m (X_k^{\text{exp}} - X_k^{\text{calc}})^2}{N_{\text{exp}} - 1}}. \quad (17)$$

Для $\beta = 0.3$ значение критерия составило 0.017 мол.д. При среднем значении доли $Y_W = 0.297$ мол.д. относительная погрешность расчетных значений составила 5.7%.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Предложена математическая модель бинарной циклической ректификации при непрерывной подаче потоков в колонну. Выполнена оценка адекватности предложенной модели по экспериментальным данным циклической ректификации на примере разделения смеси метанол–этанол. Показана более высокая эффективность трехсекционной колонны, работающей в циклическом режиме, по сравнению с колонной традиционной ректификации на примере разделения смеси толуол–ортоксилол.

Исследовано влияние параметров предложенной модели циклической ректификации на процесс разделения. Наибольшая эффективность разделения достигается при однократной замене жидкости на тарелке в период спуска без перемешивания. При отклонении от режима идеального вытеснения нецелесообразно заменять весь объем жидкости на тарелке.

Предложен способ организации непрерывной подачи материальных потоков в аппарат путем разделения колонны на вертикальные секции и распределения потоков жидкости и пара по секциям.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

A, B, C, D, E – константы расширенного уравнения Риделя;

E_M – КПД тарелки по Мерффри;

f – номер питающей тарелки;

G – расход, моль/с;

H – удерживающая способность тарелки по жидкости, моль;

K – константа фазового равновесия;

m – число экспериментов;

N – число тарелок ректификационной колонны;

n – число компонентов;

P – давление, Па;

R – флегмовое число;

S – среднеквадратичное отклонение остатков;

T – температура, К;

t – время, с;

U – ступенчатая функция;

X – концентрация легколетучего компонента в жидкости, мол.д.;

Y – концентрация легколетучего компонента в паре, мол.д.;

Y^* – равновесная концентрация легколетучего компонента в паре, мол.д.;

Z – концентрация легколетучего компонента в блоке перемешивания, мол.д.;

β – степень межтарельчатого перемешивания;

γ – доля периода пропуска пара;

ε – доля отбора дистиллята;

η – доля замены жидкости на тарелке;

ξ – термодинамический критерий разделительной способности колонны;

τ – время цикла секции колонны, с.

ИНДЕКСЫ

c.pl – контрольная тарелка;

calc – расчетное значение;

D – дефлегматор;

exp – экспериментальное значение;

F – поток питания;

f – номер питающей тарелки;

i – номер ступени разделения;

j – номер компонента;

k – номер эксперимента;

tr.d – транспортное запаздывание;

V – поток пара;

W – куб.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Цирлин А.М. Оптимальные циклы и циклические режимы. М.: Химическая технология, 1985.
2. Pătruț C., Bîldea C.S., Liță I., Kiss A.A. Cyclic distillation – Design, control and applications // Sep. Purif. Technol. 2014. V. 125. P. 326.
3. Cannon M.R. Controlled Cycling Improves Various Processes // Ind. Eng. Chem. 1961. V. 53. № 8. P. 629.

4. *Mcwhirter J.R., Cannon M.R.* Controlled Cycling Distillation in a Packed-Plate Column // *Ind. Eng. Chem.* 1961. V. 53. № 8. P. 632.
5. *Schrodt V., Sommerfeld J., Martin O., Parisot P., Chien H.* Plant-scale study of controlled cyclic distillation. *Chem. Eng. Sci.* 1967. V. 22. № 5. P. 759.
6. *Robinson R.G., Engel A.J.* Analysis Of Controlled Cycling Mass Transfer Operations // *Ind. Eng. Chem.* 1967. V. 59. № 3. P. 22.
7. *Арутюнян Г.Р.* Циклическая ректификация в тарельчатых и насадочных аппаратах. Дис. ... канд. техн. наук. Обнинск, 1984.
8. *Szonyi L., Furzer I.A.* Periodic cycling of distillation columns using a new tray design // *AIChE J.* 1985. V. 31. № 10. P. 1707.
9. *Азизов С.Б.* Гидродинамика и массообмен в аппаратах с циклическим режимом. Дис. ... канд. техн. наук. Казань, 2007.
10. *Maleta B.V., Shevchenko A., Bedryk O., Kiss A.A.* Pilot-scale studies of process intensification by cyclic distillation // *AIChE J.* 2015. V. 61. № 8. P. 2581.
11. *Maleta B.V., Maleta O.V.* Mass Exchange Contact Device. Pat. US20090145738 A1 USA. 2009.
12. *Maleta B.V., Maleta O.V.* Mass-exchange contact device. Pat. US20100219060 A1 USA. 2010.
13. *Гельперин Н.И., Полоцкий Л.М., Потапов Т.Г.* Способ проведения процесса массообмена в циклическом режиме. А. с. 572285 СССР // Б. И. 1977. № 34.
14. *Размолodin Л.П., Протодьяконов И.О., Овчинников А.И.* Математическая модель и алгоритм расчета полунепрерывного процесса абсорбции в тарельчатом аппарате // *Журн. прикл. химии.* 1978. Т. 514. № 3. С. 627.
15. *Копыленко А.В., Таран М.В., Заднепряный В.А.* Теплообменник. А. с. 1360753 СССР // Б. И. 1987. № 47.
16. *Toftgård B., Clausen C.H., Jørgensen S.B., Abildskov J.* New Realization of Periodic Cycled Separation // *Ind. Eng. Chem. Res.* 2016. V. 55. № 6. P. 1720.
17. *Кривошеев В.П., Ануфриев А.В.* Основы и эффективность циклических режимов процесса ректификации // *Фунд. иссл.* 2015. № 11–2. С. 267.
18. *Ануфриев А.В., Кривошеев В.П.* Моделирование циклических режимов процесса бинарной ректификации // *Фунд. иссл.* 2015. № 11–2. С. 227.
19. *Gerster J.A., Scull H.M.* Performance of tray columns operated in the cycling mode // *AIChE J.* 1970. V. 16. № 1. P. 108.
20. *Беме Б.* Оптимальные циклические режимы в процессах разделения. Дис. ... канд. техн. наук. М., 1975.
21. *Technical Data Book: Petroleum Refining.* Washington, DC: American Petroleum Institute, 1997.
22. *Гальцов А.В., Майков В.П.* Оптимизация процесса ректификации на основе термодинамического критерия // *Теорет. основы хим. технологии.* 1971. Т. 5. № 2. С. 308.
23. *Peng D.Y., Robinson D.B.* A New Two-Constant Equation of State // *Ind. Eng. Chem.* 1976. V. 15. № 1. P. 59.