

Шейкус А.Р., Левчук И.Л., Тришкин В.Я.

РАСЧЕТ ХАРАКТЕРИСТИК ПАРОЖИДКОСТНОГО ПИТАНИЯ ПРИ ПОДВИЖНОМ УПРАВЛЕНИИ ПРОЦЕССАМИ РЕКТИФИКАЦИИ

ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепр

В работе представлены математические и алгоритмические основы расчета статических характеристик процесса многокомпонентной ректификации с учетом подвижных управляющих воздействий различной интенсивности. Так как подвижное управление заключается в переключении или перераспределении потока питания между контактными устройствами колонны, то интенсивность такого воздействия определяется характеристиками поступающего на разделение сырья. Решена задача расчета фазового состава питания, долей и энтальпий каждой из фаз, общей энтальпии питания на основании измерительной информации о температуре, расходе, составе сырья и давления в линии подачи его в колонну. Алгоритм решения содержит два итерационных цикла. Внешний цикл предназначен для расчета доли жидкой фазы в питании, внутренний позволяет определить составы паровой и жидкой фаз с использованием модели фазового равновесия. При расчетах энтальпии жидкой фазы используются коэффициенты активности компонентов, что обеспечивает применимость алгоритма при моделировании азеотропных смесей. Теоретически обоснован выбор качественных начальных приближений искомых величин, что позволяет отказаться от трудоемких методов итерационных расчетов в пользу метода простых итераций. Результаты имитационного моделирования, проведенного с использованием представленного алгоритма на примерах ректификационных колонн для разделения бинарной смеси метанол-вода и десятикомпонентной смеси продуктов синтеза метилтретбутилового эфира (МТБЭ), доказывают, что использование температуры питания в качестве интенсивности подвижного воздействия на процесс ректификации обеспечивает необходимую тепловую нагрузку колонны.

Ключевые слова: подвижное управление, процесс многокомпонентной ректификации, энтальпия смеси, МТБЭ.

Постановка проблемы

Процесс ректификации, широко применяемый в различных отраслях промышленности для разделения жидких смесей, характеризуется высокой энергоёмкостью и себестоимостью продуктов. Разделение обеспечивается многократными частичными испарениями и конденсациями фаз на контактных устройствах аппарата, что обуславливает его высокую распределённость как объекта управления. Системы управления таким объектом должны учитывать его особенности и обеспечивать необходимую интенсивность тепло- и массообмена в нужное время в нужном месте аппарата. Это достижимо использованием подвижных управляющих воздействий, отличие которых от традиционных состоит в

перемещении источника вещества и энергии в пространственной области установки [1].

Так как исследования технологических основ подвижного управления проводятся с использованием методов математического моделирования, то разработка адекватной математической модели и построение эффективных алгоритмов расчета ректификационных колонн с учетом подвижных управляющих воздействий является актуальной научной задачей.

Анализ последних исследований и публикаций

Изменение точки нанесения воздействия по высоте ректификационной колонны может осуществляться путем переключения потока питания с одной тарелки на другую [2] или перераспределения сырья между двумя тарелками [3].

Интенсивность такого подвижного воздействия определяется расходом, составом и температурой подаваемой на разделение смеси.

В основу разрабатываемого математического обеспечения положено приведенное в работах [4] и [5] описание ректификационной колонны, в котором температура питания, определяющая теплосодержание подаваемых на разделение потоков, в балансовые уравнения контактных устройств и всей ректификационной установки не входит в явном виде. Алгоритмы расчета энтальпий, необходимые для исследования влияния температуры питания на качество продуктов разделения, требуют уточнения.

В зависимости от температуры, сырьевой поток может подаваться в колонну в виде недогретой или кипящей жидкости, конденсирующегося или перегретого пара, парожидкостной смеси. В любом случае его возможно разделить на жидкую и паровую фазы, каждая из которых также будет характеризоваться расходом, составом и энтальпией. Данные характеристики, зависящие от температуры питания, являются неизвестными величинами и требуют расчетов при определении общей энтальпии питания [6].

Так как жидкая и паровая фазы в питании находятся в состоянии равновесия, то основу разрабатываемого алгоритма составляют расчеты равновесных концентраций, температур кипения и конденсации фаз [7]. Подаваемые на разделение смеси являются неидеальными и, часто, азеотропными. Искомые характеристики питания необходимо рассчитывать с учетом теплового эффекта смешения [8] с использованием коэффициентов активности компонентов смеси.

Формулирование цели исследования

Целью работы является повышение эффективности подвижного управления процессом ректификации за счёт построения и интеграции в используемые математическое и алгоритмическое обеспечения алгоритма расчета характеристик питания.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

1. Разработать алгоритм расчета характеристик потока сырья, подаваемого на разделение в колонну, на основании информации о расходе, составе и температуре питания.

2. С использованием разработанного алгоритма исследовать характер изменений параметров сырья в процессе его нагрева или охлаждения на примерах ректификационных колонн для разделения бинарной смеси метанол-вода и многокомпонентного продукта синтеза метил-

ретбутилового эфира (МТБЭ).

Изложение основного материала исследования

Поступающий на рассматриваемое контактное устройство ректификационной колонны поток питания F , состав которого x_f , может иметь различные фазовые состояния: недогретая жидкость, кипящая жидкость, парожидкостная смесь, конденсирующийся пар, перегретый пар. В общем случае, его можно условно разделить на жидкую и паровую фазы, каждая из которых характеризуется своими расходом, составом и энтальпией.

Между фазами парожидкостной смеси существует равновесие, при этом их составы (обозначены как x_F и y_F) связаны между собой зависимостью:

$$\overline{y}_F = \overline{y}^*(\overline{x}_F, P_f). \quad (1)$$

Каждый из фазовых потоков в питании имеет свою энтальпию, зависящую от его температуры, состава, а также давления в линии подачи сырья:

$$h = \sum_{i=1}^n \left(x_i \cdot \int_0^t c_{x,i}(t) dt \right) - R \cdot T^2 \cdot \sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial \ln \gamma_i}{\partial T} \cdot x_i \right), \quad (2)$$

$$H = \sum_{i=1}^n \left(y_i \cdot \left(\int_0^{t_{\text{кун}}} c_{x,i}(t) dt + r_i + \int_{t_{\text{кун}}}^t c_{y,i}(t) dt \right) \right). \quad (3)$$

Общая энтальпия питания пропорциональна долям каждой фазы в потоке сырья:

$$h_f = z \cdot h_F + (1 - z) \cdot H_F, \quad (4)$$

а количество тепла, вносимое в колонну рассчитываемым потоком питания, составит:

$$Q_f = F \cdot h_f = F \cdot (z \cdot h_F + (1 - z) \cdot H_F). \quad (5)$$

Неизвестными величинами (5) являются концентрации и жидкой x_F , и паровой фазы y_F питания, а также доли каждой из этих фаз z .

При расчёте энтальпии питания первоочередной задачей является определение температуры кипения жидкой смеси состава x_f , а также температуры конденсации парообразной смеси такого же состава. Если текущая температура потока питания t_f меньше или равна температуре кипения, то $z = 1$. Паровая фаза в питании

отсутствует, состав жидкой фазы соответствует составу питания, а энтальпия питания определяется согласно выражению (2), в котором $x_i = x_{f,i}$.

Если $t_{\text{куп}} < t_f < t_{\text{кон}}$, то питание подается на моделируемую тарелку в парожидкостном виде. Исходя из уравнения материального баланса, коэффициент z рассчитывается по правилу рычага:

$$z = \frac{y_{F,i} - x_{f,i}}{y_{F,i} - x_{F,i}} = \frac{x_{f,i} - y_{F,i}}{x_{F,i} - y_{F,i}}. \quad (6)$$

Зависимости (1) и (6) образуют систему, которая позволяет для каждого значения z определить составы равновесных жидкостной и паровой фаз, а также температуру, при которой находится рассматриваемая парожидкостная смесь с таким фазовым распределением:

$$\begin{cases} \overline{x}_F = \frac{\overline{x}_f + (z-1) \cdot \overline{y}_F}{z} \\ \overline{y}_F = y^* \left(\overline{x}_F, P_f \right) \end{cases}. \quad (7)$$

Внешний итерационный процесс алгоритма расчета энтальпии питания, которое подается в колонну в парожидкостном виде, предназначен для уточнения величины z , в то время как внутренний – для решения системы (7). Если рассчитанная для нового приближения z температура t совпадает с необходимой точностью с температурой потока питания t_f , то на основании полученных результатов по формулам (2)–(4) выполняется расчет энтальпии парожидкостной смеси.

Начальное приближение искомой величины z предлагается определять путем линеаризации зависимости, соединив точки температур начала кипения ($z=1$) и начала конденсации ($z=0$) отрезком прямой:

$$z^0 = \frac{t_{\text{кон}} - t_f}{t_{\text{кон}} - t_{\text{куп}}}, \quad (8)$$

где $t_{\text{кон}}$ и $t_{\text{куп}}$ – рассчитанные на основании алгоритмов фазового равновесия температуры конденсации паробразной и кипения жидкой смеси состава x_f .

На основании начального приближения величины z^0 проводятся расчеты составов равновесных паровой и жидкой фаз в питании (7), а также температуры такой смеси t^0 . Если t^0

соответствует t_f с необходимой точностью, то задача решена. В ином случае необходимо уточнение z и повторение расчетов. При использовании метода простых итераций (с угловым коэффициентом b) выражение для расчета нового приближения z :

$$z^k = z^{k-1} + b \cdot \left(t^{k-1} - t_f \right) \quad k=1,2,\dots \quad (9)$$

Удачный выбор начального приближения коэффициента z (8) позволяет обеспечить высокую сходимость итерационных расчетов. В случае расходящегося итерационного процесса необходимо изменить значение углового коэффициента b , или, воспользовавшись методом Ньютона, рассчитывать оптимальные его значения на каждой итерации.

Система уравнений (7), решение которой проводится во внутреннем итерационном цикле, содержит $2 \cdot (n-1)$ неизвестную – концентрации компонентов в жидкой и паровой фазах питания. Концентрации последних, n -ых компонентов фаз определяются согласно положению, что сумма молярных концентраций в любом материальном потоке равна 1.

Решение такой системы возможно только в случае качественных начальных приближений, для выбора и обоснования которых рассмотрена ректификационная колонна разделения бинарной смеси метанол-вода. Питание содержит, к примеру, 30% метанола, а его температура составляет 82°C. На рис. 1 представлены кривые кипения и конденсации бинарной смеси метанол-вода – изобары $t-x$ и $t-y$, построенные для атмосферного давления.

Нижняя кривая HDFAJ носит название кривой кипения, под ней располагается область существования жидкой фазы. Верхняя кривая HBGCI – кривая конденсации, над ней расположена область перегретого пара. Между обеими кривыми находится область сосуществования равновесных жидкости и пара, гетерогенная область. Всякая смесь в этой области является парожидкостной и содержит одновременно две фазы.

Как видно из рис. 1, концентрации метанола в фазах при увеличении доли пара в парожидкостном питании снижаются: в жидкой фазе от x_f при $z=1$ до $x^*(y_f)$ при $z=0$ по кривой AFD; в паровой фазе от $y^*(x_f)$ при $z=1$ до при по кривой CGV. Диаграммы состояния для различных смесей имеют различный вид, однако, конечные точки кривых всегда совпадают с

начальной и равновесными концентрациями.

Если участок кривой AFD заменить отрезком прямой AD и принять допущение, что изменение величины z смещает точку состояния жидкой фазы вдоль отрезка равномерно, то начальное приближение концентрации i -ого компонента в жидкой фазе питания:

$$x_{F,i} = x_i^*(\bar{x}_f) - z \cdot (x_i^*(\bar{x}_f) - x_{f,i}) \quad (10)$$

Погрешности такого начального приближения стремятся к нулю на концах диапазона $z = 0 \dots 1$. Величина максимальной абсолютной погрешности будет зависеть от нелинейности участков изобар $t-x$ между рассматриваемыми концентрациями.

Далее с помощью алгоритма расчета фазового равновесия определяется состав паровой фазы в питании:

$$\bar{y}_F = y^*(\bar{x}_F, P_f)$$

и, совместно с этим, температура кипения/конденсации такой парожидкостной смеси.

Исходя из (7) дальнейшие уточнения концентраций жидкой фазы питания возможно осуществлять методом простых итераций:

$$x_{F,i} = x_{F,i} + d \cdot \left(\frac{x_{f,i} + (z-1) \cdot y_{F,i}}{z} - x_{F,i} \right), \quad (11)$$

где d – угловой коэффициент внутреннего итерационного цикла.

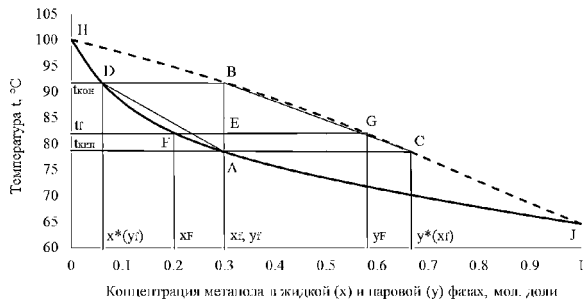


Рис. 1. Диаграмма состояния бинарного раствора метанол–вода

Условием окончания расчетов составов фаз в питании и перехода к определению нового, уточненного значения коэффициента z является выполнение с необходимой точностью условия:

$$\sum_{i=1}^{n-1} \left| \frac{x_{f,i} + (z-1) \cdot y_{F,i}}{z} - x_{F,i} \right| = 0. \quad (12)$$

В случае системы метанол–вода, как видно из рис. 1, меньшими погрешностями характеризуется начальное приближение концентраций паровой фазы: участок кривой конденсации между точками В и С с высокой точностью совпадает с отрезком прямой, соединяющим данные точки. Систему (7) возможно преобразовать к виду:

$$\begin{cases} \bar{y}_F = \frac{\bar{x}_f - z \cdot \bar{x}_F}{1-z}; \\ \bar{x}_F = x^*(\bar{y}_F, P_f) \end{cases} \quad (13)$$

Тогда начальные приближения концентраций паровой фазы в смеси:

$$y_{F,i} = x_{f,i} - z \cdot (x_{f,i} - y_i^*(\bar{x}_f)). \quad (14)$$

В этом случае проводится итерационное уточнение концентраций компонентов паровой фазы парожидкостной смеси. Уравнения, аналогичные (11)–(12), без особых трудностей выводятся из (13).

В результате работы алгоритма определяются составы фаз парожидкостной смеси и их мольные доли в потоке питания. На основании полученных данных определяется энтальпия питания по уравнениям (2)–(4). Её произведение на расход питания F позволяет рассчитать количество тепла, вносящегося в колонну разделяемой смесью в единицу времени (5).

Приведенный алгоритм реализован на программном уровне и проведены исследования характеристик потоков питания и их изменений вследствие предварительного нагрева/охлаждения сырья перед подачей в колонну.

Бинарная смесь метанол–вода согласно нормам технологического процесса содержит 0,273 мольные доли метанола и подаётся на 9-ю тарелку ректификационной колонны [9]. На рис. 2 и 3 представлены результаты расчётов характеристик такого потока питания с тем допущением, что в линии подачи сырья в колонну давление соответствует атмосферному.

Температура начала кипения жидкой смеси такого состава при атмосферном давлении составляет 78,5°С, начала конденсации парообразной смеси – 92,85°С. Нагрев жидкой смеси до температуры кипения, а также перегрев пара

не требуют существенных энергетических затрат, участки энтальпийной кривой имеют незначительный угол подъёма. Совершенно другую картину представляет нагрев смеси в диапазоне температур кипения/конденсации, который сопровождается испарением части жидкой фазы (рис. 2). Зависимость коэффициента z от температуры смеси t_f нелинейная, что определяет нелинейность и энтальпийной кривой. Чем меньше жидкой фазы остаётся в парожидкостной смеси, тем большее количество тепла необходимо затрачивать для нагрева смеси.

Метанол в смеси метанол–вода является легкокипящим компонентом. При нагреве жидкой смеси сверх температуры начала кипения появившаяся паровая фаза обогащена метанолом: 66 мол.% в паре при 27,3 мол.% в жидкости на момент начала кипения (рис. 3). С увеличением доли пара в смеси (с уменьшением коэффициента z) концентрация метанола будет падать как в жидкой фазе, так и в паровой. При дальнейшем нагреве до температуры, соответствующей полному испарению, последние капли жидкости будут обогащены тяжелокипящим компонентом – водой, концентрация которой составит 94 мол.% Состав паровой фазы в парожидкостной смеси при нагреве стремится к первоначальному составу жидкой смеси.

С целью проверки работоспособности алгоритмов при моделировании многокомпонентной ректификации, а также изучения характеристик азеотропных смесей, исследовалась десятикомпонентная смесь, состоящая из следу-

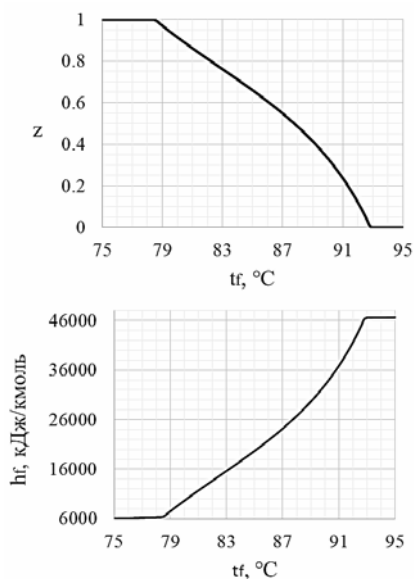


Рис. 2. Доля жидкой фазы z и энтальпия h_f смеси метанол–вода в зависимости от её температуры

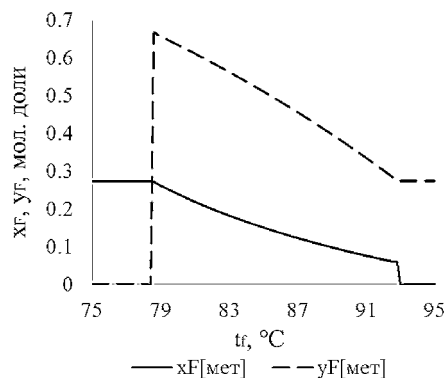


Рис. 3. Изменение составов жидкой (x_f) и паровой (y_f) фаз смеси метанол–вода в процессе её нагрева/охлаждения

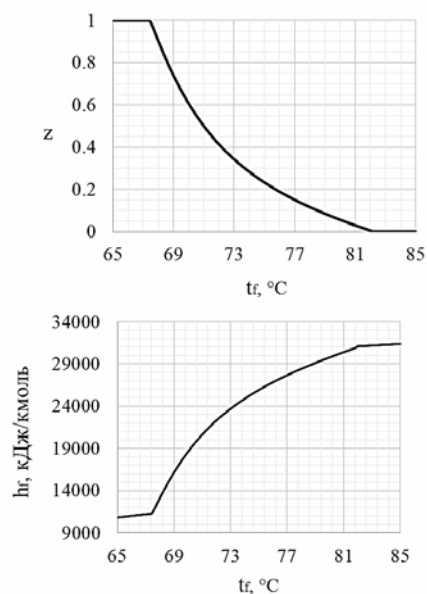


Рис. 4. Доля жидкой фазы z и энтальпия h_f десятикомпонентной смеси в зависимости от её температуры

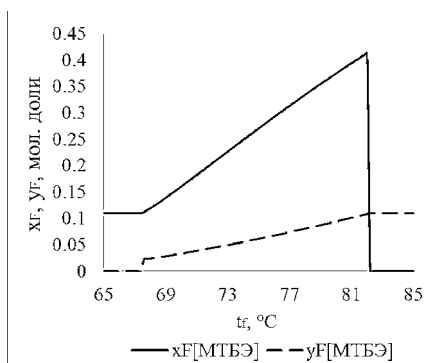


Рис. 5. Изменение концентрации МТБЭ в жидкой (x_f) и паровой (y_f) фазах десятикомпонентной смеси в процессе её нагрева/охлаждения

ющих компонентов: пропан (0,010053 мол. доли), н-бутан (0,079121), изобутан (0,54908), бутилен (0,088858), цис-бутен (0,04048), транс-бутен (0,070099), изобутилен (0,004375), пентан (0,006143), метанол (0,041645) и метилтретбутиловый эфир (МТБЭ). Результаты расчетов приведены на рис. 4, 5.

Данная смесь является продуктом синтеза МТБЭ и подвергается разделению в многотарельчатой ректификационной колонне, которая используется АО «Укртатнафта» в г. Кременчуг. Давление для расчетов, согласно регламенту, принималось равным 9,3 техническим атмосферам. Ключевым компонентом является целевой продукт – МТБЭ, который среди всех компонентов смеси наименее летучий.

Концентрации МТБЭ в жидкой и паровой фазах при нагреве изменяются практически линейно, однако, характер изменений противоположный. Так как МТБЭ является тяжелокипящим компонентом, то с увеличением доли пара в смеси (с уменьшением коэффициента z) концентрация МТБЭ будет возрастать как в жидкой фазе, так и в паровой. Состав паровой фазы в парожидкостной смеси при нагреве стремится к первоначальному составу жидкой смеси, однако снизу, а не сверху, как в случае легких компонентов. На нагрев данной парожидкостной смеси необходимо затратить тем больше тепла, чем меньше паровой фазы в смеси.

Выводы

Приведенный алгоритм позволяет рассчитывать характеристики многокомпонентной парожидкостной смеси, при этом количество компонентов существенно не влияет на число итераций как при определении долей жидкой и паровой фаз z , так и при расчётах фазового состава питания.

Имитационные исследования, проведенные с его использованием на примерах бинарной и многокомпонентной азеотропной смесей, показали существенные изменения характеристик питания ректификационных колонн при испарении части жидкой фазы.

Использование температуры питания в качестве интенсивности подвижного воздействия на процесс ректификации позволяет вносить в колонну необходимое количество тепла, а, значит, обеспечивать оптимальные расходы пара и орошения по высоте колонны и высокое качество продуктов разделения. Исследование статических характеристик ректификационных колонн по каналу «температура питания – состав конечных продуктов» с использованием разра-

ботанного обеспечения является направлением дальнейших исследований в области подвижного управления процессами ректификации.

Обозначения

n – количество компонентов в разделяемой смеси; x – мольная концентрация компонента в жидкой фазе; y – мольная концентрация компонента в паровой фазе; F – мольный расход питания, кмоль/ч; q – коэффициент перераспределения сырья между тарелками питания, кмоль/кмоль; Q – расход тепла, кДж/ч; h – теплосодержание (энтальпия) жидкой фазы, кДж/кмоль; H – теплосодержание (энтальпия) паровой фазы, кДж/кмоль; t – температура, °С; T – температура, К; z – доля жидкой фазы в питании, кмоль/кмоль; P – давление, МПа; γ – коэффициент активности; R – универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К); ΔH – теплота смешения, кДж/кмоль; c – молярная теплоемкость при постоянном давлении, кДж/(кмоль·К); r – молярная теплота парообразования, кДж/кмоль; b, d – настроечные коэффициенты итерационных алгоритмов.

Нижние индексы: i – для рассматриваемого компонента смеси; f – для параметров питания; F – для параметров жидкой и паровой фазы питания отдельно; x – для параметров жидкой фазы; y – для параметров паровой фазы.

Верхние индексы: * – для равновесных параметров; 0 – параметры начальных расчетов итерационного процесса; k – номер итерации.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Рапопорт Э.Я.* Анализ и синтез систем автоматического управления с распределенными параметрами: Учеб. пособие. – М.: Высш. шк., 2005. – 292 с.
2. *Белоброва Е.В., Шейкус А.Р., Корсун В.И.* Автоматическое управление тепломассообменными процессами с подвижными распределенными регулирующими воздействиями // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2014. – № 5/2 (71). – С.51-55.
3. *Левчук И.Л., Шейкус А.Р., Тришкин В.Я.* Способ управления процессом ректификации с помощью распределенных управляющих воздействий // Вісник НТУ «ХПІ». Серія: Нові рішення в сучасних технологіях. – 2015. – № 14 (1123). – С.100-105.
4. *Кафаров В.В., Глебов М.Б.* Математическое моделирование основных процессов химических производств: учеб. пособие для вузов. – М.: Высш. шк., 1991. – 400 с.
5. *Комиссаров Ю.А., Дам Куанг Шанг.* Математическая модель и алгоритм расчета процесса ректификации много-

компонентных систем // Вестник Казанского технологического университета. – 2011. – Т.14. – № 9. – С.118-126.

6. Семиохин И.А. Физическая химия: учеб. – М: Изд-во МГУ, 2001. – 272 с.

7. Уэйлес С. Фазовые равновесия в химической технологии: в 2-х ч. Ч. 1. Пер. с англ. – М.: Мир, 1989. – 304 с.

8. Белоусов В.П., Морачевский А.Г. Теплоты смешения жидкостей. – Л.: Химия, 1970. – 256 с.

9. Анисимов И.В., Бодров В.И., Покровский В.Б. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок. – М.: Химия, 1975. – 216 с.

Поступила в редакцию 14.10.2016

Рецензент: д.ф.-м.н., проф. Косолап А.И.

РОЗРАХУНОК ХАРАКТЕРИСТИК ПАРОРІДИННОГО ЖИВЛЕННЯ ПРИ РУХЛИВОМУ КЕРУВАННІ ПРОЦЕСАМИ РЕКТИФІКАЦІЇ

Шейкус А.Р., Левчук І.Л., Тришкін В.Я.

В роботі представлені математичні та алгоритмічні основи розрахунку статичних характеристик процесу багатокомпонентної ректифікації з урахуванням рухливих керуючих дій різної інтенсивності. Так як рухливе управління полягає в переключенні або перерозподілі потоку живлення між контактними пристроями колони, то інтенсивність такого впливу визначається характеристиками сировини. Вирішена задача розрахунку фазового складу живлення, часток і ентальпії кожної з фаз, загальної ентальпії живлення на підставі виміральної інформації про температуру, витрату, склад сировини і тиск в лінії подачі його в колону. Алгоритм рішення містить два ітераційні цикли. Зовнішній цикл призначений для розрахунку частки рідкої фази в живленні, внутрішній дозволяє визначити склади парової і рідкої фаз з використанням моделі фазової рівноваги. При розрахунках ентальпії рідкої фази використовуються коефіцієнти активності компонентів, що забезпечує можливість застосування алгоритму при моделюванні азеотропних сумішей. Теоретично обґрунтовано вибір якісних початкових наближень шуканих величин, що дозволяє відмовитися від трудомістких методів ітераційних розрахунків на користь методу простих ітерацій. Результати імітаційного моделювання, проведеного з використанням представленого алгоритму на прикладах ректифікаційних колон для поділу бінарної суміші метанол–вода і десятикомпонентної суміші продуктів синтезу метилтретбутилового ефіру (МТБЕ), доводять, що використання температури живлення в якості інтенсивності рухливого впливу на процес ректифікації забезпечує необхідне теплове навантаження колони.

Ключові слова: рухливе керування, процес багатокомпонентної ректифікації, ентальпія суміші, МТБЕ.

THE CALCULATING THE CHARACTERISTICS OF VAPOR-LIQUID FEED AT THE MOBILE CONTROL OF RECTIFICATION PROCESSES

Sheikus A.R., Levchuk I.L., Trishkin V.Ya.

The paper presents mathematical and algorithmic bases for calculating the static characteristics of the multicomponent rectification process, taking into account the mobile control actions of different intensity. Since mobile control consists in switching or redistributing the feed flow between the contact devices of the column, the intensity of such an impact is determined by the characteristics of the raw material entering on separation. The problem of calculating the phase composition of the feed flow, the proportion and enthalpies of each phase, the total enthalpy of feed based on the measurement information on temperature, consumption, the composition of the feed and the pressure in the feeding line is solved. The solution algorithm contains two iteration cycles. The outer cycle is designed to calculate the fraction of the liquid phase in the feed, the internal one allows to determine the compositions of the vapor and liquid phases using the phase equilibrium model. In calculating the enthalpy of the liquid phase, the activity coefficients of the components are used, which ensures the applicability of the algorithm in the modeling of azeotropic mixtures. The choice of qualitative initial approximations of the unknown quantities is theoretically justified, which makes it possible to abandon the laborious methods of iterative calculations in favor of the fixed-point iteration method. The results of simulation performed using the presented algorithm on examples of rectification columns for separating a binary methanol-water mixture and a ten-component mixture of methyl tert-butyl ether (MTBE) products prove that the use of the feed temperature as the intensity of the mobile effect on the rectification process provides the necessary heat load of the column.

Keywords: mobile control, multicomponent rectification process, enthalpy of mixture, MTBE.