

И. А. Сукин

Метод выделения промежуточного компонента смеси в системе из двух колонн бинарной ректификации

Аннотация. В работе представлен метод выделения из многокомпонентной смеси компонента, имеющего промежуточную (по отношению к наиболее низкокипящему и высококипящему) температуру кипения. Такая задача часто возникает в химической технологии и требует решения задачи о выборе оптимального порядка разделения трехкомпонентной смеси. В данной работе получено правило выбора этого порядка, а также некоторые ограничения на реализуемость процесса разделения. Показано, что необходимые предположения могут быть сделаны уже на этапе предварительного проектирования каскада колонн.

Ключевые слова и фразы: ректификация, разделение, массоперенос, алгоритм, температура кипения.

Введение

Термическое разделение смесей и бинарная ректификация

Процессы разделения смесей — важный класс процессов, рассматриваемых в термодинамике. Существует два основных вида систем разделения: механические и термические. К первому виду относится разделение при помощи центрифуг и мембран, когда поток затрат является потоком механической энергии, а ко второму — перегонка и ректификация, абсорбционно-десорбционные циклы, в которых потоком затрат является поток теплоты.

Ректификация

Разделение жидких и газообразных смесей на чистые или практически чистые компоненты, называемые *фракциями*, является одним из важнейших процессов химической технологии. Разделению могут подвергаться смеси с различными характеристиками, состоящие из

компонентов с разной взаимной растворимостью. Так, каждому классу разделяемых жидких смесей соответствуют свои характерные условия равновесия кипящей фазы и образующегося пара и, соответственно, свои диаграммы фазового равновесия жидкость–пар [1, 2].

Компоненты смеси, разделяемой при определенном заданном давлении, характеризуются разными температурами кипения. Благодаря этой разнице компоненты проявляют различную склонность к переходу в газообразное состояние, называемую *летучестью*. Компонент с самой низкой температурой кипения и, соответственно, наибольшей летучестью называется низкокипящим (в некоторых источниках — легколетучим) компонентом. Применительно к процессам разделения имеет место *закон Коновалова: при испарении жидкой смеси концентрация низкокипящего компонента в образующемся паре больше, чем в жидкой фазе* [1].

Метод разделения, основывающийся на вышеизложенном факте, и состоящий в частичном испарении исходной смеси с последующей конденсацией образующегося пара, называется *простой дистилляцией* или *перегонкой*. При этом получаемый конденсат называют *дистиллятом*, а неиспарившуюся часть смеси — *кубовым остатком*. Поскольку смешение веществ — необратимый процесс, для разделения смеси необходимо приложить некоторую *работу разделения* [1].

Для разделения смесей на индивидуальные компоненты необходимо прибегнуть к многократному чередованию процессов испарения и конденсации, что может быть достигнуто в каскаде аппаратов для простой дистилляции или в специальной установке, называемой *ректификационной колонной*. Процесс *ректификации* подразумевает под собой возврат части конденсируемой жидкости (*флегмы*) назад в колонну, где она встречается с восходящим потоком пара и обогащает его низкокипящими компонентами. Места контакта флегмы с потоком пара называются *тарелками*. На каждой тарелке происходят процессы массообмена между жидким и газообразным потоками. Этот массообмен называется *эквимольярным*, если количество вещества в молях, перешедшего из жидкости в пар, равно количеству вещества, перешедшего из пара в жидкость.

Разделяемая смесь подается в особую точку колонны, называемую *тарелкой питания*. Конденсатор, в котором происходит отбор верхнего продукта из колонны и возврат флегмы, называют *дефлегматором*, а часть колонны, в которой исходная смесь нагревается, и из которой производится отбор нижнего продукта, называют *кубом*.

Ректификация бинарных смесей

Методами простой дистилляции смесь можно разделить на множество фракций разного состава, но невозможно разделить на индивидуальные компоненты. Такая задача может быть решена разве что с помощью множества последовательных дистилляций, но в этом случае выход как низкокипящего, так и высококипящего компонента будет очень мал, а сама установка будет громоздкой [1].

Часть дистиллята можно отводить в качестве целевого продукта, а остальную часть возвращать в верхний куб для поддержания в нем концентрации низкокипящего компонента, обеспечивающей необходимый равновесный состав уходящих паров. Для сохранения стабильного режима в систему необходимо непрерывно подавать поток исходной смеси, отводя из нижнего куба высококипящий кубовый остаток. Исходную смесь при этом целесообразно вводить в тот промежуточный куб, где содержится смесь такого же состава.

В идеальном случае температуры жидкости и пара при их контакте в каждом кубе выравниваются, составы обеих фаз остаются равновесными, низкокипящий (легколетучий) компонент диффундирует из жидкости в пар, а высококипящий — из пара в жидкость. Такой контакт, завершающийся установлением фазового равновесия называется *теоретической тарелкой*. В вышеприведенном примере число теоретических тарелок равно числу кубов. Рассмотренный процесс разделения называется *ректификацией*.

На практике система из множества дистилляционных кубов заменяется более эффективными структурами, насадочными, пленочными, барботажными ректификационными колоннами.

Ректификация многокомпонентных смесей

Многокомпонентные смеси встречаются на практике значительно чаще бинарных, поэтому задача их разделения является особенно важной. Для разделения таких смесей применяются каскады из колонн бинарной ректификации. При этом на каждой колонне смесь уподобляется бинарной, состоящей из двух так называемых *ключевых компонентов*. Ключевыми называются соседние (если упорядочить все компоненты по возрастанию температур кипения) компоненты, а исходная смесь представляется состоящей из верхнего ключевого компонента и всех более низкокипящих и нижнего ключевого компонента со всеми высококипящими [2, 3].

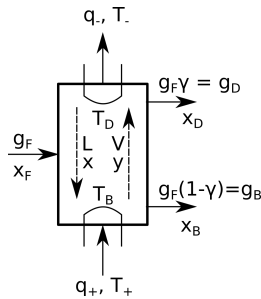


Рис. 1. Упрощенная схема колонны бинарной ректификации

Очевидно, что при полном разделении на каждой колонне можно либо отделить один, наиболее низко- или высококипящий компонент, либо разделить смесь в определенной точке на две более простые смеси. При этом количество возможных схем деления смеси из N компонентов на чистые компоненты будет составлять $\frac{[2(N-1)]!}{N!(N-1)!}$ [3]. Выбор конкретной схемы определяется соображениями эффективности.

Часто на практике возникает задача выделения из многокомпонентной смеси компонента, имеющего промежуточную температуру кипения. Как будет показано далее, эта задача может быть сведена к задаче поиска оптимального порядка разделения трехкомпонентной смеси.

1. Математическая модель процесса ректификации трехкомпонентной смеси

1.1. Бинарная и псевдобинарная ректификация

Процесс бинарной ректификации характеризуется значительным количеством технологических параметров (рис. 1) (мольные доли низкокипящего в исходной смеси x_F , в кубе x_B , в дефлегматоре x_D , температуры в кубе T_B , в дефлегматоре T_D , а также нагревателя T_+ и конденсатора T_- , мольная теплота парообразования низкокипящего r , коэффициент относительной летучести α , коэффициенты тепло- β_B , β_D и массопереноса k), однако область реализуемости этого процесса определяется всего двумя *характеристическими коэффициентами* — *обратимым КПД b* и *коэффициентом необратимости a* [4]. Равенство, ограничивающее область реализуемости сверху (на плоскости

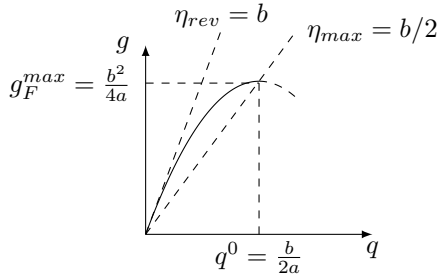


Рис. 2. Множество реализуемых режимов колонны бинарной ректификации

«затраты теплоты – производительность») имеет вид:

$$(1) \quad g_F = bq - aq^2,$$

где g_F – производительность по потоку исходной смеси, q – затраты теплоты, а коэффициенты b и a равны, соответственно

$$(2) \quad a = \left[\frac{1}{\beta_B T_B T_+} + \frac{1}{\beta_D T_D T_-} + \frac{2(x_D - x_B)}{kr^2} \right] \frac{T_D}{A_G},$$

$$(3) \quad b = \frac{T_B - T_D}{T_B A_G} = \frac{\eta_k}{A_G}.$$

Важным следствием из факта параметризации границы области реализуемости параболой с двумя характеристическими коэффициентами является факт того, что КПД ректификационной колонны в режиме максимальной производительности не зависит от необратимых факторов и всегда равен половине обратимого КПД (рис. 2).

Максимально целесообразные затраты теплоты (граница рабочей области) и предельная производительность определены через характеристические параметры. Производительность максимальна при

$$(4) \quad q^0 = \frac{b}{2a}$$

и достигает значения

$$(5) \quad g_F^m = \frac{b^2}{4a}.$$

Участок от нуля до теплового потока, равного q^0 , образует рабочую часть границы области реализуемых режимов колонны. Дальнейшее увеличение потока теплоты в силу роста диссипации приводит к уменьшению производительности. На рабочем участке расход тепла

$$(6) \quad q = \frac{b}{2a} - \sqrt{\frac{b^2}{4a^2} - \frac{g_F}{a}}.$$

Легко видеть, что КПД колонны с учетом необратимости $\eta = \frac{g_F}{q}$ для режима предельной производительности не зависит от необратимых факторов и равен $0,5b$ (половине обратимого КПД). От этих факторов зависит само значение предельной производительности и соответствующих ей затрат теплоты. Это обстоятельство соответствует тому известному факту, что значение КПД цикла необратимой тепловой машины в режиме максимальной мощности (КПД Новикова–Курзона–Альбурна), не зависит от кинетики теплообмена, но само значение предельной мощности машины от нее, конечно, зависит.

1.2. Постановка задачи

Задачи проектирования каскада можно решать с использованием характеристических параметров, найдя предварительно их значения по формулам (2), (3). Эти значения уточняют по результатам измерений на действующей колонне (см. ниже).

Процесс ректификации является очень энергоемким, поэтому естественно выбирать последовательность разделения по условию минимума затрат теплоты при заданной производительности и составах потоков. Далее для упрощения записи мы будем предполагать четкое разделение в каждой колонне.

Рассматривая кинетику массопереноса для смесей из нескольких компонентов, нужно, вообще говоря, учесть влияние каждого из компонентов на поток массопереноса из жидкости в пар и обратно для остальных (см. [5]). Такое взаимное влияние вытекает и из уравнений Онзагера, в которых поток каждого компонента является линейной комбинацией движущих сил для всех компонентов смеси. Однако наибольшее влияние на кинетику массопереноса и наибольший вклад в производство энтропии оказывает разница физических свойств наиболее трудно разделяемых компонентов с минимальной относительной летучестью. Такие компоненты в [1], [6] и др. названы *ключевыми*. Допущение о ключевых компонентах позволяет свести задачу разделения многокомпонентной смеси к задаче разделения бинарной, в которой роль низкокипящего играет смесь тех компонентов,

температуры кипения которых ниже или равны температуре кипения низкокипящего ключевого компонента, а роль высококипящего – смесь всех остальных.

Пусть компоненты смеси упорядочены так, что температура кипения для компонента с концентрацией x_2 самая высокая. Введем обозначения для характеристических коэффициентов каждой из колонн при каждом из порядков разделения:

прямого, когда в первой колонне отделяют нулевой компонент, а во второй разделяют первый и второй; соответствующие этому случаю характеристические коэффициенты в параметрическом представлении каждой колонны будем снабжать индексом 1, например, b_{11} — обратимый КПД при прямом порядке разделения для первой колонны;

обратного, когда на первой ступени отделяют второй компонент, а оставшуюся смесь делят во второй колонне; соответственно b_{21} — обратимый КПД при обратном порядке разделения для первой колонны; на первом этапе нужно найти значения $a_{ij}, b_{ij}, i = 1, 2; j = 1, 2$ по формулам (2), (3); конкретизируем эти выражения с учетом того, что для четкого разделения они несколько упрощаются.

Рассмотрим исходную смесь с концентрациями веществ x_0, x_1, x_2 , где x_0 — концентрация низкокипящего, а x_2 — высококипящего. Пусть известны относительные летучести α_{01} и α_{12} , а также мольные теплоты парообразования низкокипящего r_0 и среднекипящего r_1 . Мольная теплота парообразования смеси из низкокипящего и среднекипящего будет определяться как среднее взвешенное $r_{01} = (r_0x_0 + r_1x_1)/(x_0 + x_1)$. Соответствующие температуры кипения веществ смеси, выраженные в градусах Кельвина, будем обозначать как T_0, T_1 и T_2 .

В случае прямого порядка разделения, когда сначала отделяют низкокипящий компонент, каскад колонн характеризуется следующими параметрами:

- коэффициент массопереноса для первой колонны k_{11} ;
- коэффициент массопереноса для второй колонны k_{12} ;
- коэффициенты теплопереноса для первой колонны, в кубе и дефлегматоре, соответственно $\beta_{11}^B, \beta_{11}^D$;
- коэффициенты теплопереноса для второй колонны $\beta_{12}^B, \beta_{12}^D$.

Выражения для характеристических параметров для первой колонны зависят от свойств смеси и кинетических коэффициентов:

$$(7) \quad b_{11} = -\frac{T_1 - T_0}{RT_0 T_1 [x_0 \ln x_0 + (1 - x_0) \ln (1 - x_0)]},$$

$$(8) \quad a_{11} = -\left[\frac{1}{\beta_{11}^B T_1^2} + \frac{1}{\beta_{11}^D T_0^2} + \frac{2}{k_{11} r_0^2} \right] \cdot \frac{1}{R [x_0 \ln x_0 + (1 - x_0) \ln (1 - x_0)]}.$$

Для второй колонны:

$$(9) \quad b_{12} = -\frac{T_2 - T_1}{RT_1 T_2 \left(\frac{x_1}{1-x_0} \ln \frac{x_1}{1-x_0} + \frac{x_2}{1-x_0} \ln \frac{x_2}{1-x_0} \right)},$$

$$(10) \quad a_{12} = -\left[\frac{1}{\beta_{12}^B T_2^2} + \frac{1}{\beta_{12}^D T_1^2} + \frac{2}{k_{12} r_1^2} \right] \cdot \frac{1}{R \left(\frac{x_1}{1-x_0} \ln \frac{x_1}{1-x_0} + \frac{x_2}{1-x_0} \ln \frac{x_2}{1-x_0} \right)}.$$

Для обратного порядка разделения, когда в первую очередь отделяется высококипящий компонент, колонны характеризуются параметрами:

- коэффициент массопереноса для первой колонны k_{21} ;
- коэффициент массопереноса для второй колонны k_{22} ;
- коэффициенты теплопереноса для первой колонны, в кубе и дефлегматоре, соответственно β_{21}^B , β_{21}^D ;
- коэффициенты теплопереноса для второй колонны β_{22}^B , β_{22}^D .

Выражение для характеристических коэффициентов b и a при этом для первой колонны:

$$(11) \quad b_{21} = -\frac{T_2 - T_1}{RT_2 T_1 [(x_0 + x_1) \ln (x_0 + x_1) + x_2 \ln x_2]},$$

$$(12) \quad a_{21} = \left[\frac{1}{\beta_{21}^B T_2^2} + \frac{1}{\beta_{21}^D T_1^2} + \frac{2}{k_{21} r_{01}^2} \right] \cdot \frac{-1}{R [(x_0 + x_1) \ln (x_0 + x_1) + x_2 \ln x_2]}.$$

Для второй колонны:

$$(13) \quad b_{22} = -\frac{T_1 - T_0}{RT_1 T_0 \left(\frac{x_0}{1-x_2} \ln \frac{x_0}{1-x_2} + \frac{x_1}{1-x_2} \ln \frac{x_1}{1-x_2} \right)},$$

$$(14) \quad a_{22} = -\left[\frac{1}{\beta_{22}^B T_1^2} + \frac{1}{\beta_{22}^D T_0^2} + \frac{2}{k_{22} r_0^2} \right] \cdot \frac{1}{R \left(\frac{x_0}{1-x_2} \ln \frac{x_0}{1-x_2} + \frac{x_1}{1-x_2} \ln \frac{x_1}{1-x_2} \right)}.$$

Проанализируем зависимость производительности каскада от суммарных затрат теплоты с использованием параметризованного представления для каждого порядка разделения.

Максимальная производительность каскада равна максимальной производительности первой колонны:

$$(15) \quad g_F^* = \frac{b_{i1}^2}{4a_{i1}}.$$

В качестве первой целесообразно выбрать колонну, для которой максимальная производительность больше (значение коэффициента необратимости меньше), так как на нее поступает весь поток смеси.

1.3. Условия согласованности

Колонны должны быть согласованы таким образом, чтобы максимальной производительности первой колонны по исходной смеси соответствовала допустимая производительность второй по поступающему на нее двухкомпонентному потоку. Это для прямого и обратного порядка разделения приводит к неравенствам (условиям согласованности каскада):

- для прямого порядка разделения

$$(16) \quad \frac{b_{12}^2}{(1-x_0)a_{12}} \geq \frac{b_{11}^2}{a_{11}},$$

- для обратного порядка разделения

$$(17) \quad \frac{b_{22}^2}{(1-x_2)a_{22}} \geq \frac{b_{21}^2}{a_{21}}.$$

Так как рост максимальной производительности требует увеличения размеров колонны или поверхностей теплообмена, то в оптимальном случае максимальной производительности первой колонны по исходной смеси должна соответствовать максимальная производительность второй колонны по поступающему на нее потоку двухкомпонентной смеси. В этом случае неравенства (16), (17) превращаются в равенства, которые будем называть *условиями полной согласованности*.

Из условий полной согласованности следуют соотношения:

$$(18) \quad a_{12} = a_{11} \frac{b_{12}^2}{b_{11}^2(1-x_0)}, \quad a_{22} = a_{21} \frac{b_{21}^2}{b_{22}^2(1-x_2)}.$$

2. Выбор порядка разделения трехкомпонентной смеси

Запишем расчетные соотношения для прямого порядка разделения. Выражения для обратного порядка получаются аналогично.

Первоначально найдем обратимый КПД системы из двух колонн, для чего рассмотрим две обратимых колонны со значениями производительности:

$$(19) \quad g_F = b_{11}q_1$$

и

$$(20) \quad g_F(1 - x_0) = b_{12}q_2.$$

Из этих равенств получим обратимую оценку производительности каскада в зависимости от суммарного потока теплоты q :

$$(21) \quad g_F = \frac{b_{11}b_{12}(q_1 + q_2)}{b_{12} + b_{11}(1 - x_0)}.$$

Таким образом, обратимый КПД каскада:

$$(22) \quad b^I = \frac{b_{11}b_{12}}{b_{12} + b_{11}(1 - x_0)}$$

для прямого и

$$(23) \quad b^{II} = \frac{b_{21}b_{22}}{b_{22} + b_{21}(1 - x_2)}$$

для обратного порядка разделения.

Если потоки, поступающие на каждую колонну, значительно меньше, чем предельно возможные, то порядок разделения, соответствующий минимальным затратам теплоты, определяется сравнением обратимых КПД каскада. Так как значения b_{ij} зависят от составов поступающей смеси и температур кипения ключевых компонентов при каждом порядке разделения, то при малых нагрузках прямой порядок разделения предпочтительнее, если выполнено неравенство

$$(24) \quad \frac{b_{11}b_{12}}{b_{12} + b_{11}(1 - x_0)} > \frac{b_{21}b_{22}}{b_{22} + b_{21}(1 - x_2)}.$$

При выражении коэффициентов b_{ij} через характеристики исходной смеси и порядок разделения в соответствии с (7)–(14) неравенство (24) примет вид:

$$(25) \quad \frac{T_1}{T_0} + \frac{T_1}{T_2} > 2.$$

При этом нужно иметь в виду, что $T_2 > T_1 > T_0$.

Тем самым, при малых нагрузках предпочтительнее разделять в первую очередь по той границе, для которой температуры кипения больше отличаются друг от друга. Отметим, что то же правило справедливо и при нагрузках, близких к максимально возможным, так как КПД колонны в таких режимах равен половине обратимого КПД.

В общем случае необходимо учитывать коэффициенты необратимости. С использованием равенства (6) получим

$$(26) \quad q_{i1} = \frac{b_{i1} - \sqrt{b_{i1}^2 - 4a_{i1}g_F}}{2a_{i1}}$$

и

$$(27) \quad q_{i2} = \frac{b_{i2} - \sqrt{b_{i2}^2 - 4a_{i2}g_F(1 - x^i)}}{2a_{i2}}.$$

Здесь i – порядок разделения (прямой – $i = 1$, $x^i = x_0$, обратный – $i = 2$, $x^i = x_2$).

Для заданной производительности и рассчитанных значений характеристических коэффициентов эти выражения позволяют найти расход теплоты на каждую колонну и выбрать порядок разделения, при котором суммарные затраты теплоты меньше. Очевидно, что оптимальный порядок разделения зависит от состава исходной смеси, температур кипения и теплот парообразования компонентов, от кинетики массопереноса по высоте и теплообмена в кубе и дефлегматоре (см. пример из п. 2.1).

Особенно простые выражения получаются для области реализуемости каскада в том случае, когда колонны полностью согласованы. В этом случае после подстановки в (27) вместо a_{12} выражения (18) оно примет форму

$$(28) \quad q_2(g_F) = \frac{b_{11}(1 - x_0) \left(b_{11} - \sqrt{b_{11}^2 - 4a_{11}g_F} \right)}{2a_{11}b_{12}},$$

откуда следует, что

$$(29) \quad q_2(g_F) = q_1(g_F)(1 - x_0) \frac{b_{11}}{b_{12}}.$$

Зависимость суммарных затрат теплоты $q = q_1 + q_2$ от производительности каскада

$$(30) \quad q(g_F) = q_1(g_F) \left[1 + \frac{b_{11}}{b_{12}}(1 - x_0) \right] = q_1(g_F) \frac{b_{12} + b_{11}(1 - x_0)}{b_{12}}.$$

Здесь $q_1(g_F) = \frac{b_{11} - \sqrt{b_{11}^2 - 4a_{11}g_F}}{2a_{11}}$.

Учитывая (22), получим для полностью согласованных колонн

$$(31) \quad q_1 = q \frac{b^I}{b_{11}}.$$

Подставляя выражение (31) в (26), запишем искомую зависимость g_F от $q = q_1 + q_2$ для прямого порядка разделения в форме:

$$(32) \quad g_F = \frac{b_{11}b_{12}}{b_{12} + b_{11}(1 - x_0)}(q_1 + q_2) - \frac{a_{11}b_{12}}{b_{12} + b_{11}(1 - x_0)}(q_1 + q_2)^2,$$

так что коэффициент необратимости каскада

$$(33) \quad a^I = \frac{a_{11}b_{12}}{b_{12} + b_{11}(1 - x_0)}.$$

Для обратного порядка:

$$(34) \quad g_F = \frac{b_{21}b_{22}}{b_{22} + b_{21}(1 - x_2)}(q_1 + q_2) - \frac{a_{21}b_{22}}{b_{22} + b_{21}(1 - x_2)}(q_1 + q_2)^2,$$

$$(35) \quad a^{II} = \frac{a_{21}b_{22}}{b_{22} + b_{21}(1 - x_2)}.$$

При выполнении условий полной согласованности производительность каскада максимальна в точке, соответствующей максимальной производительности каждой из колонн. Суммарный расход теплоты при этом равен

$$(36) \quad q^* = \frac{1}{2} \left(\frac{b_{i1}}{a_{i1}} + \frac{b_{i2}}{a_{i2}} \right), \quad i = 1, 2.$$

Значение максимальной производительности каскада равно максимальной производительности первой колонны:

$$(37) \quad g_F^* = \frac{b_{i1}^2}{4a_{i1}}, \quad i = 1, 2.$$

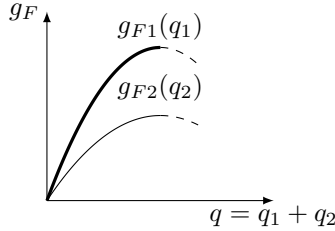


Рис. 3. Превалирование прямого порядка разделения над обратным

КПД, соответствующий предельной производительности, как и в случае бинарной ректификации, равен половине обратимого КПД каскада.

2.1. Условия превалирования одного из порядков разделения

В некоторых случаях можно обойтись без вычисления затрат теплоты по формулам (26), (27). Прямой порядок разделения заведомо выгоднее обратного при одновременном соблюдении двух неравенств: (24) и

$$(38) \quad \frac{b_{11}^2 b_{12}}{a_{11} [b_{12} + b_{11}(1 - x_0)]} \geq \frac{b_{21}^2 b_{22}}{a_{21} [b_{22} + b_{21}(1 - x_2)]}.$$

При этом одно из неравенств должно быть строгим.

Первое из неравенств означает, что обратимый КПД для прямого порядка не меньше, чем для обратного, а второе соответствует такому же соотношению для предельных значений производительности. Границы множеств достижимости имеют вид, показанный на рис. 3. Когда знаки неравенств противоположные, обратный порядок разделения заведомо лучше прямого.

Если неравенства (24) и (38) имеют различные знаки, то оптимальный порядок разделения зависит от производительности. Граница области реализуемости каскада представляет собой в этом случае максимум из границ, построенных для каждого порядка разделения:

$$(39) \quad g_F = \max(g_{F1}, g_{F2}),$$

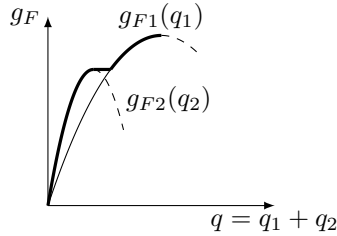


Рис. 4. Вид множества реализуемости, при котором оптимальный порядок разделения зависит от нагрузки

где g_{Fi} — зависимость производительности каскада от затрат теплоты для i -го порядка разделения. Вид границ рабочей области множеств достижимости каскада для этого случая изображен на рис. 4.

Пример выбора порядка разделения. Приведем пример расчета каскада колонн, пользуясь полученными выше соотношениями.

(1) Исходные данные:

- концентрации компонентов и их температуры кипения:

$$x_0 = 0.5, \quad x_1 = 0.3, \quad x_2 = 0.2,$$

$$T_0 = 393 \text{ К}, \quad T_1 = 438 \text{ К}, \quad T_2 = 458 \text{ К};$$

- теплоты парообразования для двух легколетучих компонентов, и их смеси:

$$r_0 = 50000 \text{ Дж/моль},$$

$$r_1 = 70000 \text{ Дж/моль},$$

$$r_{01} = 57500 \text{ Дж/моль};$$

- коэффициенты массо- и теплопереноса в колоннах для обоих

вариантов разделения:

$$\begin{aligned} k_{11} &= 13 \frac{\text{МОЛЬ}^2 K}{\text{ДЖ} \cdot \text{с}}, & k_{12} &= 11 \frac{\text{МОЛЬ}^2 K}{\text{ДЖ} \cdot \text{с}}, \\ k_{21} &= 15 \frac{\text{МОЛЬ}^2 K}{\text{ДЖ} \cdot \text{с}}, & k_{22} &= 13 \frac{\text{МОЛЬ}^2 K}{\text{ДЖ} \cdot \text{с}}, \\ \beta_{i1}^B &= 20000 \frac{\text{ВТ}}{K}, & \beta_{i2}^B &= 70000 \frac{\text{ВТ}}{K}, \\ \beta_{i1}^D &= 22000 \frac{\text{ВТ}}{K}, & \beta_{i2}^D &= 75000 \frac{\text{ВТ}}{K}, \quad i = 1, 2. \end{aligned}$$

Требуемая производительность $g_F = 1 \frac{\text{МОЛЬ}}{\text{с}}$.

(2) Рассчитаем характеристические параметры для каждой колонны:

- обратимые КПД по формулам (7), (9), (11), (13)

$$\begin{aligned} b_{11} &= 4.54 \cdot 10^{-5} \frac{\text{МОЛЬ}}{\text{ДЖ}}, & b_{12} &= 1.78 \cdot 10^{-5} \frac{\text{МОЛЬ}}{\text{ДЖ}}, \\ b_{21} &= 2.40 \cdot 10^{-5} \frac{\text{МОЛЬ}}{\text{ДЖ}}, & b_{22} &= 4.75 \cdot 10^{-5} \frac{\text{МОЛЬ}}{\text{ДЖ}}; \end{aligned}$$

- коэффициенты необратимости для прямого и обратного порядка разделения по формулам (8), (10), (12), (14):

$$\begin{aligned} a_{11} &= 1.07 \cdot 10^{-10} \frac{\text{МОЛЬ} \cdot \text{с}}{\text{ДЖ}^2}, & a_{12} &= 3.12 \cdot 10^{-11} \frac{\text{МОЛЬ} \cdot \text{с}}{\text{ДЖ}^2}, \\ a_{21} &= 1.23 \cdot 10^{-10} \frac{\text{МОЛЬ} \cdot \text{с}}{\text{ДЖ}^2}, & a_{22} &= 4.04 \cdot 10^{-11} \frac{\text{МОЛЬ} \cdot \text{с}}{\text{ДЖ}^2}. \end{aligned}$$

(3) Проверим условия согласованности (16), (17).

Для прямого порядка и обратного порядков, соответственно, получим из (16)

$$20.35 \geq 19.25, \quad 60.89 \geq 4.64,$$

то есть условия согласованности выполнены.

(4) Максимальная производительность каскада для прямого и обратного порядка разделения по формуле (15):

$$g_F^{*I} = 4.81 \frac{\text{МОЛЬ}}{\text{с}}, \quad g_F^{*II} = 1.15 \frac{\text{МОЛЬ}}{\text{с}}.$$

Заданная производительность меньше максимальной для обоих вариантов разделения.

(5) Для каждого из вариантов суммарные затраты теплоты по формулам (26), (27).

Суммарные затраты теплоты для разделения исходной смеси с заданной производительностью $g_F = 1$ моль/с для прямого и обратного порядков разделения равны, соответственно

$$\bar{q}^I = 52897 \text{ Вт}, \quad \bar{q}^{II} = 77945 \text{ Вт}.$$

Таким образом, целесообразно выбрать прямой порядок разделения, поскольку ему соответствуют меньшие затраты энергии.

Порядок разделения для производительности, меньшей предельной для обратного порядка разделения, оказывается более экономным. Если же требуется производительность, большая g_{F2}^{max} , то следует выбирать прямой порядок.

3. Правило температурных коэффициентов для выбора порядка разделения

КПД в режиме максимальной производительности

$$\frac{g_F^{max}}{q^{max}} = 0,5b$$

не зависит от коэффициента необратимости и равен половине обратимого **КПД**.

Отметим аналогию этого результата со свойствами цикла максимальной мощности для тепловой машины (см. [7], [8]). **КПД** η^{max} машины, имеющей максимальную мощность, для теплообмена пропорционального разности температур не зависит от коэффициентов теплообмена рабочего тела с источниками, а зависит только от обратимого **КПД** Карно η^0 так, что

$$1 - \eta^{max} = \sqrt{1 - \eta^0}.$$

Из того, что обратимый **КПД** любой системы термического разделения зависит не только от составов, но и от температур, следует, что порядок разделения влияет на обратимые затраты теплоты. Значит для предварительных расчетов можно использовать требование минимума обратимых затрат теплоты для выбора порядка разделения. Конкретизируем методику такого выбора на примере каскада колонн бинарной ректификации, хотя она справедлива и для других

термических систем (абсорбционно-десорбционных циклов, адсорбции, десорбции и пр.)

4. Выбор порядка разделения смеси в системе простых колонн ректификации

4.1. Обратимые затраты теплоты

Будем считать известным состав смеси, поступающей на разделение: x_1, x_2, \dots, x_n . При этом все компоненты упорядочены так, что температура кипения T_i i -го компонента меньше, чем температура кипения T_{i+1} .

Предполагаем, что каждая колонна имеет два отбора, верхний и нижний, а граница разделения проходит между i -м и $(i + 1)$ -м компонентами.

Воспользуемся концепцией «ключевых компонентов» (см. [6]), согласно которой основное влияние на процесс разделения оказывает различие свойств граничных i -го и $(i+1)$ -го компонентов. Температура подвода тепла в куб T_B близка к T_{i+1} , а температура отвода из дефлегматора T_D — к T_i .

Разделение будем предполагать четким [9], то есть верхний отбор содержит все компоненты, температуры кипения которых ниже или равны T_i , а нижний — все компоненты, с температурами кипения выше или равными T_{i+1} .

Запишем для каждого отбора работу разделения, затрачиваемую на один моль потока сырья:

$$\begin{aligned}
 A_{\nu i} &= -RT_i \left(\sum_{k=\nu}^i x_k \ln x_k - \gamma_{\nu i} \ln \gamma_{\nu i} \right) = RT_i S_{\nu i}, \\
 (40) \quad A_{(i+1)\mu} &= -RT_i \left(\sum_{k=i+1}^{\mu} x_k \ln x_k - \gamma_{i+1,\nu} \ln \gamma_{i+1,\nu} \right) = RT_i S_{(i+1)\mu}, \\
 A_{\nu\mu}^i &= -RT_i \left(\sum_{k=\nu}^{\mu} x_k \ln x_k - \gamma_{\nu\mu} \ln \gamma_{\nu\mu} \right) = -RT_i S_{\nu\mu}
 \end{aligned}$$

— мольные работы разделения потока, содержащего компоненты от ν до μ с границей разделения между i -ым и $(i + 1)$ -м компонентами и потоков, выходящих из каскада.

Доли от потока сырья, содержащиеся в потоках, поступающем и выходящих из колонны, обозначены как

$$\gamma_{\nu\mu} = \sum_{k=\nu}^{\mu} x_k, \quad \gamma_{\nu i} = \sum_{k=\nu}^i x_k, \quad \gamma_{(i+1)\mu} = \sum_{k=i+1}^{\mu} x_k.$$

Энтропии смешения соответствующих потоков с учетом их доли в потоке сырья, выраженные через концентрации компонентов в исходной смеси, запишутся как

$$S_{\nu\mu} = - \sum_{k=\nu}^{\mu} x_k \ln x_k + \gamma_{\mu,\nu} \ln \gamma_{\mu,\nu}, \quad S_{\nu i} = - \sum_{k=\nu}^i x_k \ln x_k + \gamma_{\nu i} \ln \gamma_{\nu i},$$

$$S_{(i+1)\mu} = - \sum_{k=(i+1)}^{\mu} x_k \ln x_k + \gamma_{(i+1)\mu} \ln \gamma_{(i+1)\mu}.$$

Обратимые затраты теплоты в колонне, отнесенные к одному молю потока сырья, примут форму:

$$(41) \quad q_{\nu\mu}^i = \frac{RT_{i+1}T_i}{T_{i+1} - T_i} \left[S_{\mu\nu} - S_{\nu i} - S_{(i+1)\mu} \right] =$$

$$= \frac{RT_{i+1}T_i}{T_{i+1} - T_i} \left[\gamma_{\mu\nu} \ln \gamma_{\mu\nu} - \gamma_{\nu i} \ln \gamma_{\nu i} - \gamma_{(i+1)\mu} \ln \gamma_{(i+1)\mu} \right].$$

Выражение, зависящее от температур кипения компонентов на границе разделения и стоящее перед квадратной скобкой, назовем *температурным коэффициентом*:

$$(42) \quad K_i = \frac{T_{i+1}T_i}{T_{i+1} - T_i}.$$

Чем больше температурный коэффициент, тем больше удельные обратимые затраты теплоты.

4.2. Правило предварительного выбора порядка разделения трехкомпонентной смеси

Пусть известен состав смеси, поступающей на разделение: $x_1, x_2, x_3 = 1 - x_2 - x_1$ — мольные доли компонентов. Запишем в соответствии с (41) суммарные затраты теплоты при прямом и обратном порядке

разделения:

$$(43) \quad q_1 = q_{11} + q_{12} = -\frac{RT_1T_2}{T_2 - T_1} \left[x_1 \ln x_1 + (x_2 + x_3) \ln(x_2 + x_3) \right] - \\ - \frac{RT_2T_3}{T_3 - T_2} \left[x_2 \ln x_2 + x_3 \ln x_3 - (x_2 + x_3) \ln(x_2 + x_3) \right],$$

$$(44) \quad q_2 = q_{21} + q_{22} = -\frac{RT_2T_3}{T_3 - T_2} \left[x_3 \ln x_3 + (x_2 + x_1) \ln(x_2 + x_1) \right] - \\ - \frac{RT_1T_2}{T_2 - T_1} \left[x_2 \ln x_2 + x_1 \ln x_1 - (x_2 + x_1) \ln(x_2 + x_1) \right].$$

Знак разности $\Delta_{12} = q_1 - q_2$ определяет порядок разделения. Если $\Delta_{12} < 0$, то суммарные затраты теплоты меньше при прямом порядке разделения; если разность положительна, то выгоднее обратный порядок.

После несложных выкладок Δ_{12} примет форму:

$$(45) \quad \Delta_{12} = q_1 - q_2 = R \left(\frac{T_1T_2}{T_2 - T_1} - \frac{T_2T_3}{T_3 - T_2} \right) F_{12}(x) = R(K_1 - K_2)F_{12}(x),$$

где

$$F_{12}(x) = [x_2 \ln x_2 - (1 - x_1) \ln(1 - x_1) - (1 - x_3) \ln(1 - x_3)].$$

С учетом того, что $x_2 = 1 - (x_1 + x_3)$, функция $F_{12}(x_1, x_3)$ равна нулю в вершинах и вдоль осей координат плоскости x_1x_3 концентрационного симплекса, ограниченного неравенствами $x_1 \geq 0$, $x_3 \geq 0$, $(x_1 + x_3) \leq 1$. Внутри симплекса эта функция всегда положительна и для любого значения x_2 максимальна на прямой $x_1 = x_3 = 0.5(1 - x_2)$. Так что порядок разделения определяется только знаком первого сомножителя в (45), равном разнице температурных коэффициентов. Прямой порядок предпочтительнее при $K_1 < K_2$. Если это неравенство имеет противоположный знак, то выгоднее обратный порядок разделения. Каждый из температурных коэффициентов подсчитывают при том давлении, которое устанавливают в колонне.

Аналогично может быть рассмотрена задача о порядке разделения в каскаде из двух колонн, предназначенном для выделения одного или группы компонентов, с промежуточными температурами кипения. Пусть самая низкая температура кипения промежуточного целевого

отбора равна T_i , а самая высокая — T_j . Порядок разделения определяется так же, как для смеси из трех компонентов, только вместо концентраций фигурируют доли соответствующих отборов. При этом поток, содержащий несколько веществ, рассматривается как компонент, доля которого равна суммарной концентрации содержащихся в нем веществ, а температура кипения равна температуре кипения компонента, находящегося на границе разделения. Так что средний компонент при прямом порядке разделения в первой колонне имеет температуру T_i , а во второй — T_j , а при обратном — наоборот. Прямой порядок разделения, когда на первой колонне каскада целесообразно отделять компоненты с температурами кипения меньшими или равными T_i , а на второй с температурами от T_{i+1} до T_j , предпочтительнее, если выполнено условие

$$(46) \quad K_i < K_j \Rightarrow \frac{T_i T_{i+1}}{T_{i+1} - T_i} < \frac{T_j T_{j+1}}{T_{j+1} - T_j}.$$

При разделении квазитрехкомпонентной смеси по границе между компонентами с номерами $i-i+1$ и $j-j+1$ обратимая оценка суммарных затрат теплоты при заданной производительности g составит:

$$(47) \quad q_I = \frac{gT_{i+1} \left(\sum_{\nu=1}^i x_\nu \ln \sum_{\nu=1}^i x_\nu + \sum_{\nu=i+1}^n x_\nu \ln \sum_{\nu=i+1}^n x_\nu \right)}{T_{i+1} - T_i} + \\ + \sum_{\nu=i+1}^n x_\nu \frac{gT_{j+1} \left(\left(\sum_{\nu=i+1}^j x_\nu \ln \sum_{\nu=i+1}^j x_\nu + \sum_{\nu=j+1}^n x_\nu \ln \sum_{\nu=j+1}^n x_\nu \right) \right)}{T_{j+1} - T_j}$$

для прямого порядка разделения и

$$(48) \quad q_{II} = \frac{gT_{j+1} \left(\left(\sum_{\nu=1}^j x_\nu \ln \sum_{\nu=1}^j x_\nu + \sum_{\nu=j+1}^n x_\nu \ln \sum_{\nu=j+1}^n x_\nu \right) \right)}{T_{j+1} - T_j} + \\ + \sum_{\nu=1}^i x_\nu \frac{gT_{i+1} \left(\left(\sum_{\nu=1}^i x_\nu \ln \sum_{\nu=1}^i x_\nu + \sum_{\nu=i+1}^j x_\nu \ln \sum_{\nu=i+1}^j x_\nu \right) \right)}{T_{i+1} - T_i}$$

для обратного.

4.3. Правило неубывания температурных коэффициентов

Условие (46) представляет собой условие оптимальности задачи о выборе порядка разделения. Сравнение двух возможных границ разделения приводит к простому правилу для выбора последовательности разделения многокомпонентной смеси в термических системах: *Чтобы обратимые затраты энергии на разделение многокомпонентной смеси в каскаде бинарных систем термического разделения были минимальны, температурные коэффициенты должны монотонно возрастать от первой к последующим ступеням каскада.* Это правило не требует привлечения процедуры динамического программирования и преодоления связанных с ней вычислительных трудностей.

Каждая из возможных границ разделения определяет давление в колонне и зависящие от него температуры подвода и отвода теплоты, а значит и температурный коэффициент. В первую очередь нужно разделять смесь по границе, которой соответствует минимальный температурный коэффициент.

Со смещением границы разделения в сторону высококипящих компонентов температурный коэффициент как правило возрастает (числитель растет пропорционально квадрату, а знаменатель — первой степени температуры). Поэтому в большинстве случаев, но не всегда, эвристическое правило о том, что надо отделять низкокипящие (см. [5]), справедливо. Это соответствует и результатам численного эксперимента [9], когда лишь в двух случаях из двенадцати прямой порядок разделения не оказался лучшим.

В самом грубом приближении учесть влияние потерь от необратимости в термических системах можно, исходя из того, что они пропорциональны квадрату потока смеси. Сумма квадратов выходных потоков для каждой колонны при заданном суммарном потоке на ее входе минимальна, когда эти потоки близки друг к другу. Поэтому наилучшая с точки зрения необратимых затрат граница разделения должна быть такова, чтобы потоки отборов в каждой колонне были приблизительно одинаковы. Это соответствует эвристическому правилу, предложенному в [10].

Сформулированное выше правило выбора порядка разделения можно дополнить так: *Если температурные коэффициенты для двух вариантов разделения совпадают или мало отличаются друг от*

друга, предпочтительнее тот, для которого весовые доли отборов ближе друг к другу.

Пример. В качестве примера рассмотрим типовую газофракционирующую установку нефтеперерабатывающего завода, предназначенную для разделения смеси углеводородов на четыре фракции:

- (1) сероводород, углекислый газ, метан, этан и пропан;
- (2) изобутан;
- (3) бутан;
- (4) пентан и гексан.

Давление в колоннах поддерживают на таком уровне, чтобы температура отбора теплоты в дефлегматоре составляла 324 К. Так что P_i — избыточное давление в колонне в Мпа, при котором температура кипения i -го компонента равна 324 К. Соответствующие температуры T_i таковы:

$$T_1 = 323 \text{ К,}$$

$$T_2 = 341 \text{ К,}$$

$$T_3 = 389 \text{ К,}$$

$$T_4 = 424 \text{ К.}$$

Согласно правилу температурных коэффициентов в первой колонне нужно отделять легкую фракцию; во второй — отделять от потока оставшихся трех продуктов пентан и гексан, наконец в третьей — разделять бутан и изобутан. Именно такой порядок и используют как правило на нефтеперерабатывающих заводах.

Температурные коэффициенты при выбранном порядке разделения составили:

$$K_1 = \frac{323 \cdot 424}{101} = 1356, \quad K_2 = \frac{323 \cdot 389}{66} = 1904, \quad K_3 = \frac{323 \cdot 341}{18} = 6119.$$

5. Учет коэффициентов относительной летучести и теплоты парообразования при выборе порядка разделения

Если предположить, что жидкая фаза близка по своим свойствам к идеальным растворам, а паровая — к идеальным газам, то в условиях равновесия концентрации низкокипящего компонента в паре и в

растворе связаны друг с другом соотношением (см. [11])

$$(49) \quad y^0(x) = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x},$$

где y — концентрация низкокипящего компонента в паре, $\alpha = \frac{P_1^0(T)}{P_2^0(T)} > 1$ — коэффициент относительной летучести, P_i^0 — давление насыщенного пара над чистым i -м компонентом ($i=1$ для низкокипящего).

Величина потока пара $V = \frac{q}{r}$ при эквимольном массопереносе не изменяется и связана с потоком флегмы L равенствами:

для верхней части колонны

$$(50) \quad L_D = \frac{q}{r} - g_D,$$

для нижней части

$$(51) \quad L_B = \frac{q}{r} + g_B.$$

Из уравнений материального баланса по низкокипящему для верха и низа колонны получим

$$(52) \quad \frac{q}{r}y(x) - g_D x_D - x L_D = 0,$$

$$(53) \quad L_B x - \frac{q}{r}y(x) - g_B x_B = 0.$$

С учетом (50), (51) имеем для верха и низа колонны после замены $g_D = g_F \varepsilon$, $g_B = g_F(1 - \varepsilon)$ рабочие линии

$$(54) \quad y^D(x, \frac{q}{r}, g_F) = \left(1 - \frac{g_F \varepsilon r}{q}\right)x + \frac{x_D g_F \varepsilon r}{q},$$

$$(55) \quad y^B(x, \frac{q}{r}, g_F) = \left(1 + \frac{g_F(1 - \varepsilon)r}{q}\right)x - \frac{x_B g_F(1 - \varepsilon)r}{q}.$$

Из этих равенств следует, что

$$y^D(x_D) = x_D, \quad y^B(x_B) = x_B, \quad y^D(x_F) = y^B(x_F) = y_F,$$

$$y_F - x_F = \frac{g_D r}{q}(x_D - x_F).$$

На величину КПД может быть наложено еще одно условие, связанное с тем, что значения рабочих концентраций y^B и y^D в точке x_F не могут превышать значения равновесной концентрации y^0 в этой точке. Концентрации y^D и y^B в этой точке равны, поэтому можно воспользоваться выражением для любой из них. Подставляя в

выражения (49) и (54) значение $x = x_F$ и разрешая получившееся неравенство относительно g_F/q , получим

$$(56) \quad \eta_{lim} = \frac{g}{q} < \frac{(\alpha - 1)x_F(1 - x_F)(x_D - x_B)}{r(x_F - x_B)(x_D - x_F)(1 + (\alpha - 1)x_F)}.$$

Это граница обратимого КПД, он должен быть меньше, чем КПД типа Карно, равный характеристическому параметру b . Это приводит к тому, что множество достижимости слева ограничено не параболой, а прямой линией, идущей из начала координат и имеющий наклон, равный правой части неравенства (56).

Поскольку КПД в режиме максимальной производительности равен $b/2$, мы можем записать условие, при котором линейная оценка границы области реализуемости будет лучше квадратичной:

$$b/2 \geq \eta_{lim}$$

или, из (3) и (56)

$$(57) \quad \frac{T_B - T_D}{2T_B} \geq \frac{A_G(\alpha - 1)x_F(1 - x_F)(x_D - x_B)}{r(x_F - x_B)(x_D - x_F)(1 + (\alpha - 1)x_F)}.$$

Выражение для границы области реализуемости при этом будет иметь такой вид:

$$(58) \quad g_F = \eta_{lim}q.$$

Приравнявая выражения (58) и (1), при этом положив в последнем строгое равенство, получим значение

$$(59) \quad q^* = \frac{1}{a} \cdot \left(b - \frac{(\alpha - 1)x_F(1 - x_F)(x_D - x_B)}{r(x_F - x_B)(x_D - x_F)(1 + (\alpha - 1)x_F)} \right),$$

при котором достигается максимально возможная производительность. Порядок разделения при этом можно выбирать, сравнивая значения η_{lim} для различных вариантов.

Если неравенство (57) не выполняется, то выражение (59) соответствует затратам тепла, при которых квадратичная оценка границы области реализуемости становится точнее линейной из (58).

В случае разделения на чистые компоненты перепишем (57) в виде

$$(60) \quad \Delta_{lim} = \frac{T_B - T_D}{2T_B T_D} - \frac{-R(x_F \ln x_F + (1 - x_F) \ln(1 - x_F))(\alpha - 1)}{r(1 + (\alpha - 1)x_F)} \geq 0.$$

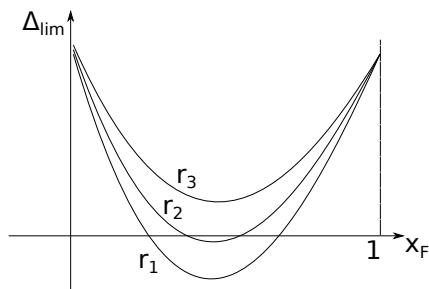


Рис. 5. Зависимость величины Δ_{lim} от x_F при различных значениях r

Очевидно, что чем больше величина r , тем больше область, в которой неравенство (60) будет справедливым. Этот факт отображен на рис. 5, на котором $r_3 > r_2 > r_1$.

Список литературы

- [1] Н. И. Гельперин. *Основные процессы и аппараты химической технологии*, Химия, М., 1981. ↑^{22,23,26}
- [2] R. W. Rousseau. *Handbook of Separation Process Technology*, Wiley-Interscience, 1987. ↑^{22,23}
- [3] В. В. Кафаров, В. П. Мешалкин, В. Л. Перов. *Математические основы автоматизированного проектирования химических производств*, Химия, М., 1979. ↑^{23,24}
- [4] А. М. Цирлин, И. А. Сукин. «Область реализуемых нагрузок бинарной ректификации и последовательность разделения трехкомпонентной смеси», *Теоретические основы химической технологии*, **48:6** (2014), с. 616–627. ↑²⁴
- [5] Ф. Б. Петлюк, Л. А. Серафимов. *Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет*, Химия, М., 1983. ↑^{26,41}
- [6] И. А. Александров. *Ректификационные и абсорбционные аппараты*, Химия, М., 1978. ↑^{26,37}
- [7] B. Andresen. *Finite-time thermodynamics*, Copenhagen, 1983. ↑³⁶
- [8] R. S. Berry, V. A. Kazakov, S. Sieniutycz, Z. Szwast, A. M. Tsirlin. *Thermodynamic Optimization of Finite Time Processes*, Wiley, Chichester, 1999. ↑³⁶
- [9] Л. А. Серафимов, Т. В. Челюскина, П. О. Мавлеткулова. «Выбор оптимальных технологических схем ректификации многокомпонентных смесей», *Теоретические основы химической технологии*, **49:1** (2015), с. 44–53. ↑^{37,41}

- [10] А. И. Балунов, В. П. Майков. «Энтропия и информация в теории ректификации», *Известия ВУЗов: Химия и химическая технология*, **46:9** (2003), с. 54–67. ↑⁴¹
- [11] А. Н. Плановский, П. И. Николаев, *Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии*, Учебник для вузов, Химия, М., 1987. ↑⁴³

Рекомендовал к публикации

д.т.н. А. М. Цирлин

Пример ссылки на эту публикацию:

И. А. Сукин. «Метод выделения промежуточного компонента смеси в системе из двух колонн бинарной ректификации», *Программные системы: теория и приложения*, 2016, **7:4**(31), с. 21–47.

URL: http://psta.psir.ru/read/psta2016_4_21-47.pdf

Об авторе:



Иван Андреевич Сукин

Инженер ИЦСА ИПС имени А.К. Айламазяна РАН. Области научных интересов: оптимизационная термодинамика, оптимальное управление в макросистемах, процессы разделения смесей, глобальная оптимизация

e-mail:

isukin.intelliware@gmail.com

Ivan Sukin. *Method of picking a component with an intermediate evaporation temperature out of multicomponent mixture using two fractionating columns.*

ABSTRACT. The paper presents the method of picking a component with an intermediate evaporation temperature (with respect to low-boiling and high-boiling components) out of a multicomponent mixture. This problem usually arises in the chemical technology. It's solution requires the solution of the problem of the selection of the optimal separation sequence of a three-component mixture. The paper gives the rule for this selection and some conditions of the whole process's feasibility. It is also shown that the required assumptions could be done at the stage of preliminary design of the column cascade. (*In Russian*).

Key words and phrases: distillation, separation, mass transfer, algorithm, evaporation temperature.

References

- [1] N. I. Gel'perin. *Basic Processes and Machinery of Chemical Engineering*, Khimiya, M., 1981 (in Russian).
- [2] R. W. Rousseau. *Handbook of Separation Process Technology*, Wiley-Interscience, 1987.
- [3] V. V. Kafarov, V. P. Meshalkin, V. L. Perov. *Mathematical Foundations of Automated Design of Chemical Plants*, Khimiya, M., 1979 (in Russian).
- [4] A. M. Tsirlin, I. A. Sukin. "Attainability region of binary distillation and separation sequence of three-component mixture", *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, **48**:6 (2014), pp. 764–775.
- [5] F. B. Petlyuk, L. A. Serafimov. *Multicomponent Distillation: Theory and Calculation*, Khimiya, M., 1983 (in Russian).
- [6] I. A. Aleksandrov. *Distillation and Absorption Machinery*, Khimiya, M., 1978 (in Russian).
- [7] B. Andresen. *Finite-time thermodynamics*, Copenhagen, 1983.
- [8] R. S. Berry, V. A. Kazakov, S. Sieniutycz, Z. Szwast, A. M. Tsirlin. *Thermodynamic Optimization of Finite Time Processes*, Wiley, Chichester, 1999.
- [9] L. A. Serafimov, T. V. Chelyuskina, P. O. Mavletkulova. "Finding Optimal Multicomponent Distillation Flowsheets", *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, **49**:1 (2015), pp. 41–49.
- [10] A. I. Balunov, V. P. Maykov. "Finding Optimal Multicomponent Distillation Flowsheets", *Izvestiya VUZov: Khimiya i khimicheskaya tekhnologiya*, **46**:9 (2003), pp. 54–67 (in Russian).
- [11] A. N. Planovskiy, P. I. Nikolayev, *Processes and Machinery of Chemical and Oil Processing Technology*, Uchebnik dlya vuzov, Khimiya, M., 1987 (in Russian).

Sample citation of this publication:

Ivan Sukin. "Method of picking a component with an intermediate evaporation temperature out of multicomponent mixture using two fractionating columns", *Program systems: Theory and applications*, 2016, **7**:4(31), pp. 21–47. (In Russian). URL: http://psta.psiras.ru/read/psta2016_4_21-47.pdf