

ТЕОРЕТИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ВЫБОРА ОПТИМАЛЬНОЙ СХЕМЫ РАЗДЕЛЕНИЯ ТРЕХКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

М.К. Захаров[@], Ю.А. Писаренко

Московский технологический университет (Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова), Москва 119571, Россия

[@] Автор для переписки, e-mail: mkzakharov@gmail.com

Теоретически обосновано, что для схемы разделения трехкомпонентных смесей с выделением высококипящего компонента в первой колонне существует область исходных составов, для которой тепловые затраты оказываются наименьшими. Приведено выражение, описывающее границу областей оптимальности различных схем разделения. Выполненный с использованием программного пакета Aspen Plus расчет затрат теплоты для обеих схем ректификации трехкомпонентных смесей подтвердил теоретическое обоснование наличия областей оптимальности для каждой из них. С помощью понятия внутреннего энергосбережения объяснено преимущество той или иной схемы разделения трехкомпонентной смеси.

Ключевые слова: *ректификация, тройные смеси, флегмовое число, минимальный паровой поток, внутреннее энергосбережение при ректификации.*

THEORETICAL RATIONALE FOR THE SELECTION OF THE OPTIMAL SCHEME OF SEPARATION OF THE THREE-COMPONENT MIXTURE

M.K. Zakharov[@], Yu.A. Pisarenko

Moscow Technological University (M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies), Moscow 119571, Russia

[@] Corresponding author e-mail: mkzakharov@gmail.com

It is theoretically justified that for the scheme of separation of three-component mixtures with the release of the high-boiling component in the first column there is a region of initial compositions for which the heat costs are the least. An expression describing the boundary of the optimality regions of different separation schemes is given. The calculation of the heat costs for both rectification schemes of the three-component mixtures performed using the Aspen Plus software package confirmed the theoretical justification for the existence of optimality regions for each of them. With the help of the concept of internal energy saving, the advantage of one or another scheme of separation of a three-component mixture is explained.

Keywords: *rectification, three-component mixtures, reflux ratio, minimum vapor flow, internal energy saving.*

Затраты теплоты при разделении жидких смесей методом ректификации связаны, естественно, с необходимостью испарять жидкость для образования парового потока по колонне и отражают трудность разделения смесей различного состава. При оценке трудности разделения жидкой смеси часто принимается во внимание, прежде всего, способность (легкость) разделения **исходной смеси**. В полной ректификационной колонне, как известно, испаряется

кубовая жидкость, а не исходная смесь. Поэтому актуальным является вопрос о взаимосвязи трудности разделения смеси методом ректификации и необходимых для этого затрат теплоты в кипятильнике ректификационной колонны.

Анализу затрат теплоты при ректификации жидких смесей и разработке способов энергосбережения и оптимальных схем ректификации бинарных и многокомпонентных смесей уделено большое внимание

как в зарубежной [1–7], так и в отечественной научной литературе [8–14]. Выбор оптимальной технологической схемы ректификации многокомпонентных смесей обычно базировался на эвристических правилах [9–11]. Как отмечено в работе [10], «ни одно из них не может быть рекомендовано для выбора оптимальной схемы разделения. Особенно плохие результаты дало правило дихотомии и информационно-энтропийный подход». В работе [9] предложен метод выбора оптимального варианта технологической схемы ректификации трехкомпонентных эзотропных смесей по критерию, пропорциональному суммарным энергетическим затратам теплоты в обеих колоннах, но не учитывающему различие теплот парообразования компонентов. Тем не менее, автору [9] удалось разработать алгоритмы и комплекс машинных программ для синтеза и анализа технологических схем, с помощью которых достаточно точно определены границы областей исходных составов, в которых энергетически выгодна схема «а» или «б» (рисунок). По схеме «а» (первое заданное разделение) в первой колонне в виде дистиллята выделяется наиболее низкокипящий компонент (НКК), а два других – во второй. По схеме «б» (второе заданное разделение) в первой колонне в качестве кубового продукта выделяется наиболее высококипящий компонент (ВКК), а два других – во второй. В треугольной диаграмме составов область оптимальности схемы «б» расположена вблизи самого высококипящего компонента и составляет от 12.1

до 25% от общей площади для разных смесей: бензол (Б) – толуол (Т) – изопропилбензол (ИПБ) – 12.1%; Б – Т – этилбензол (ЭБ) – 18.0%; Б – ЭБ – ИПБ – 21.8%; Т – ЭБ – ИПБ – 25%.

Целью данной работы является научное обоснование существования областей оптимальности схем «а» и «б» при разделении трехкомпонентных смесей на основе анализа трудности разделения смеси и внутреннего энергосбережения в ректификационных колоннах. Под внутренним энергосбережением понимается многократная «работа» парового потока на тарелках ректификационных колонн, а именно, его конденсация с выделением теплоты для испарения встречного жидкостного потока [12–14].

Зависимость затрат теплоты от чистоты продуктов разделения при ректификации удобно проанализировать сначала для бинарных смесей с допущением о равенстве теплоты парообразования компонентов смеси ($r_{НКК} \approx r_{ВКК} = r$) и равенстве энтальпий потоков с исходной смесью $L_1 c_1 t_1$ на входе в колонну и с продуктами разделения $(Dc_2 t_2 + L_0 c_0 t_0)$ – на выходе. С такими допущениями затраты теплоты в кипятильнике ректификационной колонны равны отводу теплоты в конденсаторе и составляют

$$Q_k = D(R+1)r, \tag{1}$$

где D – поток дистиллята, R – флегмовое число.

Минимальные затраты теплоты имеют место в режиме работы колонны с минимальным флегмовым числом $R_{мин}$:

$$Q_k^{мин} = D(R_{мин} + 1)r. \tag{2}$$

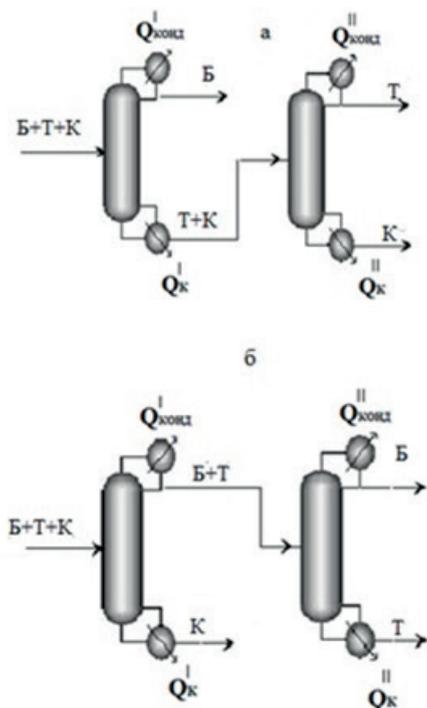
Минимальные удельные затраты теплоты (на разделение 1 кмоль/с исходной смеси) равны:

$$q_k^{мин} = \frac{Q_k^{мин}}{L_1} = \frac{D}{L_1} (R_{мин} + 1)r. \tag{3}$$

В отличие от предложенного в [9] критерия здесь согласно формуле (3) минимальные удельные затраты теплоты учитывают теплоту парообразования дистиллята, которая при поиске оптимальной схемы разделения многокомпонентной смеси может существенно повлиять на результат расчета.

Доля получаемого верхнего продукта зависит от состава бинарной исходной смеси x_1 и чистоты продуктов: x_2 – верхнего и x_0 – нижнего. Из материального баланса колонны следует [8]:

$$\frac{D}{L_1} = \frac{x_1 - x_0}{x_2 - x_0} \tag{4}$$



Возможные схемы разделения трехкомпонентной смеси на примере бензол (Б) – толуол (Т) – *о*-ксилол (К):
 а – первое заданное разделение;
 б – второе заданное разделение.

Из формулы (3) видно, что минимальные удельные затраты теплоты зависят только от флегмового числа и доли отбираемого верхнего продукта. Заметим, что формула (3) применима и к процессу разделения смесей с большой относительной летучестью компонентов, когда флегмовое число близко к нулю. Данное условие соответствует процессу выпаривания растворов солей, где затраты теплоты определяются лишь долей выпаренного растворителя.

Удельные затраты теплоты при ректификации с рабочим флегмовым числом R пропорциональны $(R+1)$. Увеличение затрат теплоты при ректификации в $(R+1)$ раз (по сравнению с выпариванием) связано с созданием потока флегмы по колонне, необходимого для обеспечения противоточного тепломассообмена между паровой и жидкой фазами. Следует особо отметить, что при $R = 0$ (перегонка без флегмы) затраты теплоты, пропорциональные 1, одноразовые, то есть без какого-либо энергосбережения. Доля этих затрат (без многократной «работы» пара на тарелках ректификационной колонны) при флегмовых числах $R < 1$ превышает 50%. А при флегмовых числах $R > 10$ доля «бесполезных» затрат теплоты становится менее 10%. Это еще одно доказательство того, что с увеличением флегмового числа процесс ректификации становится более энергосберегающим. Другими словами, увеличивается **внутреннее энергосбережение** [12] при ректификации.

Таким образом, трудность разделения жидкой смеси на требуемые продукты, а следовательно, и затраты теплоты в кипятильнике зависят от двух параметров: доли верхнего продукта D/L и флегмового числа R .

Затраты теплоты в кипятильниках обеих ректификационных колонн при разделении **трехкомпонентных** смесей зависят, также как и в случае разделения бинарных смесей, от доли отбираемых верхних продуктов и флегмовых чисел в каждой колонне.

В обоих вариантах разделения трехкомпонентных смесей вторая колонна предназначена для ректификации бинарной смеси. Существенные отличия имеются в работе первых колонн. Так, в случае эквимолярного состава исходной смеси для выделения бензола (схема «а») требуется значительно большее минимальное (и рабочее) флегмовое число, чем при получении в дистилляте бензола и толуола по схеме «б» [8].

При разделении 1 кмоль/с эквимолярного состава исходной смеси Б+Т+К с выделением всех трех компонентов одинаковой чистоты величины продуктовых потоков также будут равными. Несмотря на глубокий теоретический анализ режима минимальной флегмы при ректификации многокомпонентных смесей [15], отсутствуют надежные методы расчета минимальных флегмовых чисел в первых колоннах схем «а» и «б». Поэтому сначала применен прибли-

женный метод расчета [8], основанный на выборе ключевой пары. Трудность разделения исходной смеси Б+Т+К, а, следовательно, и затраты теплоты в первой колонне можно оценить с помощью выражения (3). Так, при разделении по схеме «а» доля отбираемого бензола (чистота 8%) равна 0.333, и при концентрации НКК (бензола) в бинарной смеси, также равной 0.333 кмоль Б/кмоль смеси минимальное флегмовое число при разделении смеси бензол–толуол составляет 2.01. Трудность разделения такой смеси согласно выражению (3) оценивается величиной минимального удельного парового потока, равной $0.333(2.01+1) = 1.002$.

При разделении той же исходной трехкомпонентной смеси в первой колонне схемы «б» доля отбираемого верхнего продукта составит 0.667 кмоль (Б+Т)/кмоль смеси, а минимальное флегмовое число равно 0.867 при разделении ключевой пары Т–К. Трудность разделения смеси на заданные составы продуктовых потоков оценивается в этом случае минимальным удельным паровым потоком в колонне, равным $0.667(0.867+1) = 1.245$. А, следовательно, и затраты теплоты по этой схеме разделения будут больше. Этот тривиальный вывод общеизвестен. Важно другое: при разделении по схеме «а» паровой поток в первой колонне меньше, чем в первой колонне схемы «б». При этом большее флегмовое число (схема «а») обеспечивает большее внутреннее энергосбережение на тарелках ректификационной колонны (коэффициент использования пара, характеризующий долю его конденсации на каждой ступени для испарения встречного потока флегмы) [12]. Именно это и обеспечивает меньшие суммарные (в двух колоннах) затраты теплоты по схеме «а» (в сравнении со схемой «б») при получении одинаковой чистоты всех трех продуктовых потоков по обеим схемам.

Внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_n в ректификационной колонне при подаче исходной смеси при температуре кипения можно рассчитать по формуле [12], учитывающей флегмовое число R и число теоретических тарелок в укрепляющей n_y и отгонной n_o секциях:

$$\mathcal{E}_n = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_o} + \frac{n_o}{n_y + n_o} \quad (5)$$

Среднее внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_n ректификационной установки, состоящей из двух колонн, можно рассчитать по значениям внутреннего энергосбережения \mathcal{E}_{n_1} (в колонне 1) и \mathcal{E}_{n_2} (в колонне 2) по формуле, учитывающей долю паровых потоков V в каждой колонне от суммарного в системе из двух колонн:

$$\Delta n = \Delta n_1 \frac{V_1}{V_1 + V_2} + \Delta n_2 \frac{V_2}{V_1 + V_2} \quad (6)$$

Наличие области исходных составов трехкомпонентных смесей, для которых при разделении по схеме «б» требуются меньшие затраты теплоты в кипятильнике, чем по схеме «а» [9, 16], объясняется достаточно просто с помощью понятий трудности разделения (или минимального удельного парового потока) и внутреннего энергосбережения при рек-

тификации. Обычно это область с малыми концентрациями НКК, когда для его выделения (в нашем примере это бензол или сумма концентраций бензола и толуола) требуются большие флегмовые числа при работе первых колонн в обеих схемах.

Из представленных в табл. 1 результатов расчета минимальных удельных паровых потоков по колонне при различных концентрациях Б, Т и К в исходной смеси видно, что при малых концентрациях бензола и толуола ректификацию необходимо проводить с большими флегмовыми числами.

Таблица 1. Минимальные флегмовые числа и удельные потоки пара в колоннах схем «а» и «б» при разных составах исходной смеси

| Содержание компонентов в исходной смеси, % мол. | | | Минимальное флегмовое число | | Минимальный удельный паровой поток | |
|---|------|------|-----------------------------|-----------|------------------------------------|-----------|
| Б | Т | К | Схема «а» | Схема «б» | Схема «а» | Схема «б» |
| 33.3 | 33.3 | 33.4 | 2.01 | 0.867 | 1.002 | 1.245 |
| 15.0 | 15.0 | 70.0 | 4.67 | 2.21 | 0.850 | 0.963 |
| 5.0 | 5.0 | 90.0 | 14.1 | 6.84 | 0.754 | 0.784 |

Из табл. 1 также видно, что с уменьшением концентраций летучих (НКК) компонентов в исходной смеси преимущество схемы «а» по величине минимального удельного парового потока в первых колоннах практически исчезает. Так, в случае малых концентраций бензола (5% мол.) и толуола (5% мол.) минимальный удельный паровой поток в первой колонне схемы «б» (0.784) всего лишь на 3.9% превышает таковой (0.754) в схеме «а». Если учесть, что в этом случае затраты теплоты во второй колонне схемы «б» существенно меньше, чем во второй колонне схемы «а», из-за меньшего потока питания, поступающего во вторую колонну, то суммарные затраты теплоты по схеме «б» будут меньше, чем по схеме «а». В представленной ниже табл. 2 видно, что тепловые затраты во второй колонне схемы «б» всего 43.8 кВт по сравнению с 246.3 кВт – в схеме «а».

Теоретическое обоснование существования областей оптимальности схем «а» и «б» разделения трехкомпонентных смесей возможно путем сравнения суммарных (в двух колоннах) удельных затрат теплоты, определяемых в соответствии с формулой (3).

При разделении по схеме «а» суммарные удельные затраты теплоты в двух колоннах составляют

$$q_{\Sigma}^a = \frac{D_B}{L_1} (R_1^a + 1) r_B + \frac{D_T}{L_1} (R_2^a + 1) r_T$$

При допущении, что доля отбора дистиллята в каждой колонне равна содержанию компонента в ис-

ходной смеси, то есть $D_i/L_1 = x_1^i$, где индекс $i = Б$ (бензол), Т (толуол) или К (о-ксилол), получаем:

$$q_{\Sigma}^a = x_1^B (R_1^a + 1) r_B + x_1^T (R_2^a + 1) r_T \quad (7)$$

Аналогично можно получить выражение для суммарных удельных затрат теплоты в кипятильниках обеих колонн по схеме «б»:

$$q_{\Sigma}^b = (x_1^B + x_1^T) (R_1^b + 1) r_{BT} + x_1^B (R_2^b + 1) r_B \quad (8)$$

Граница раздела областей оптимальности для схем «а» и «б» соответствует равенству выражений (7) и (8). Аналитическое решение этого уравнения вряд ли возможно из-за сложных зависимостей флегмовых чисел (даже минимальных) от составов разделяемых смесей во всех колоннах.

Предлагаемый ниже расчет суммарных минимальных (при $R_{\text{мин}}$) удельных (на 1 кмоль исходной смеси) затрат теплоты по формулам (7) для схемы «а» и (8) – для схемы «б» подтверждает наличие областей оптимальности схем «а» и «б».

При разделении эквимолярной смеси Б – Т – К при найденных выше минимальных удельных паровых потоках в первых колоннах, значениях $R_2^a = R_2^b = 1.35$ при разделении эквимолярных бинарных смесей во вторых колоннах обеих схем и мольных теплотах парообразования $r_B = 30700$ кДж/кмоль, $r_T = 33400$ кДж/кмоль, $r_{BT} = 31000$ кДж/кмоль, получаем:

$$q_{\Sigma}^a = 0,333(2,01 + 1)30700 + 0,333(1,35 + 1)33400 = 56900 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^a = 618 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

$$q_{\Sigma}^{\circ} = (0.333 + 0.333)(0.867 + 1)31000 + 0.333(1.35 + 1)30700 = 38500 + 24000 = 62500 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^{\circ} = 679 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Схема «а» менее затратная ($618 < 679$).

При разделении смеси Б – Т – К исходного состава $x_1^B = 0.05$ мол. д., $x_1^T = 0.05$ мол. д. и $x_1^K = 0.90$ мол. д. суммарные минимальные удельные затраты теплоты по схеме «а» равны

$$q_{\Sigma}^a = 0.05(14.1 + 1)30700 + 0.05(10 + 1)33400 = 23200 + 18400 = 41600 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^a = 400 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

и по схеме «б»

$$q_{\Sigma}^{\circ} = (0.05 + 0.05)(6.84 + 1)31000 + 0.05(1.35 + 1)30700 = 24300 + 3600 = 27900 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}}$$

$$\text{или } q_{\Sigma}^{\circ} = 286 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Схема «б» при таком составе исходной смеси существенно менее затратная.

Вышеприведенные теоретические положения и результаты предварительных расчетов подтверждены расчетами затрат теплоты и внутреннего энергосбережения (в обеих колоннах обеих схем) при разделении 1 кг/с трехкомпонентной смеси бензол–толуол–*o*-ксилол различного состава, выполненными с помощью модуля DSTWU программы Aspen Plus. Для расчета были выбраны исходные составы: эквимолярный (0.333 – мол. д. бензола, 0.333 – мол. д. толуола и 0.334 – мол. д. *o*-ксилола) и с малым содержанием бензола и толуола в смеси с *o*-ксилолом, а именно: 0.05, 0.05 и 0.90 мол. д., соответственно.

Результаты компьютерного расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения в отдельных колоннах и системах из двух колонн представлены в табл. 2.

Из результатов, приведенных в табл. 2, следует, что при разделении эквимолярной исходной смеси с получением продуктовых потоков 98% мол. чистоты суммарные затраты теплоты для разделения, осуществляемого по схеме «а» (**605.6** кВт) меньше, чем для разделения по схеме «б» (**770.7** кВт). Объясняется это, как было отмечено ранее, бóльшим внутренним энергосбережением в системе колонн схемы «а» (**0.820**), чем в колоннах по схеме «б» (**0.746**). Подчеркнем, что удельные (на 1 кг исходной смеси) суммарные затраты теплоты в кипятильниках двух колонн лишь в 1.5–2 раза превышают теплоту испарения

исходной смеси. А какие были бы затраты теплоты при одинаковом качестве разделения, но методами дистилляции? Ведь там отсутствует внутреннее энергосбережение, присущее только ректификации. Такое сравнение затрат приведено в [17].

Еще раз отметим, что внутреннее энергосбережение в колонне улучшается с увеличением флегмового числа согласно формуле (5). Это в полной мере подтверждают результаты расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения при разделении исходной смеси с небольшим содержанием бензола и толуола в смеси с *o*-ксилолом: 0.05, 0.05 и 0.90 мол. д. *o*-ксилола (см. нижнюю половину табл. 2). Здесь флегмовые числа значительно больше (за исключением колонны 2 схемы «б»), чем при разделении эквимолярной смеси. Отсюда и затраты теплоты во всех кипятильниках существенно меньше (**за счет повышенного внутреннего энергосбережения в колоннах**) и, конечно, меньше суммарные затраты на выделение отдельных компонентов (в 1.5 раза в схеме «а» и в 3 раза – в схеме «б») даже при получении продуктов разделения более высокой чистоты (на уровне 0.998 мол. доли вместо 0.980 при разделении эквимолярной исходной смеси). Выделенные полужирным шрифтом в табл. 2 внутренние энергосбережения в первых колоннах схем «а» (**0.927**) и «б» (**0.934**) объясняют причину меньших затрат теплоты в схеме «б». И, конечно, для разделения небольшого потока смеси Б и Т во второй колонне схемы «б» необходимы малые затраты теплоты (всего **43.8** кВт).

Таблица 2. Результаты компьютерного расчета удельных затрат теплоты при ректификации смеси бензол (Б) – толуол (Т) – *o*-ксилол (К)

| Характеристики | Схема «а» | | | | | | Схема «б» | | | | | |
|---|--------------|-------|-------|--------------|-------|-------|--------------|-------|-------|--------------|-------|-------|
| | Колонна 1 | | | Колонна 2 | | | Колонна 1 | | | Колонна 2 | | |
| Исходная смесь: $x_1^B = 0.333, x_1^T = 0.333, x_1^K = 0.334$ | | | | | | | | | | | | |
| Содержание целевого компонента | Б | Т | К | Б | Т | К | Б | Т | К | Б | Т | К |
| Флегмовое число, R | 0.981 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.978 | 0.980 | 0.000 | 0.000 | 0.980 | 0.980 | 0.981 | 0.000 |
| Число тарелок | 1.64 | | | 1.35 | | | 0.56 | | | 1.35 | | |
| Тарелка питания | 30 | | | 30 | | | 30 | | | 30 | | |
| Энергосбережение, Δn | 13-ая | | | 14-ая | | | 13-ая | | | 15-ая | | |
| Среднее Δn в двух колоннах | 0.837 | | | 0.803 | | | 0.725 | | | 0.787 | | |
| Затраты теплоты, кВт | 0.820 | | | 0.746 | | | 0.820 | | | 0.746 | | |
| Суммарные затраты, кВт | 313.0 | | | 292.6 | | | 505.1 | | | 265.6 | | |
| | 605.6 | | | | | | 770.7 | | | | | |
| Исходная смесь: $x_1^B = 0.05, x_1^T = 0.05, x_1^K = 0.90$ | | | | | | | | | | | | |
| Содержание целевого компонента | 0.999 | | | | 0.998 | 0.998 | | | 0.998 | 0.998 | 0.997 | |
| Флегмовое число, R | 5.86 | | | 13.95 | | | 5.0 | | | 1.8 | | |
| Число тарелок | 30 | | | 30 | | | 30 | | | 28 | | |
| Тарелка питания | 15-ая | | | 15-ая | | | 12-ая | | | 14-ая | | |
| Энергосбережение, Δn | 0.927 | | | 0.966 | | | 0.934 | | | 0.822 | | |
| Среднее Δn в двух колоннах | 0.952 | | | 0.915 | | | 0.952 | | | 0.915 | | |
| Затраты теплоты, кВт | 121.3 | | | 246.3 | | | 208.5 | | | 43.8 | | |
| Суммарные затраты, кВт | 367.6 | | | | | | 252.3 | | | | | |

В заключение необходимо отметить, что анализ затрат теплоты в кипятильниках ректификационных колонн схем «а» и «б» подтверждает сделанный ранее в теоретическом анализе и выполненном приближенном расчете вывод о том, что при разделении

трехкомпонентных смесей с малым содержанием двух наиболее летучих компонентов энергетически менее затратной становится схема «б». Меньшие затраты теплоты всегда объясняются повышенным внутренним энергосбережением в колоннах.

Список литературы:

- Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation // J. Natural Gas Sci. and Eng. 2011. V. 3. № 4. P. 571–580. doi:10.1016/j.jngse.2011.06.002
- Koehler J., Poellmann P., Blass E., A review on minimum energy calculations for ideal and nonideal distillations model // Ind. Eng. Chem. Res. 1995. V. 34. P. 1003–1020.
- Nakaiwa M., Ohmori T. Process intensification for energy savings through concept of «detuning» from ideal state // Translation from Synthesiology. 2009. V. 2. № 1. P. 51–59.
- Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Ohmori T., Akiya T., Takamatsu T. Internally heat-integrated distillation columns: a review // Chem. Eng. Res. Design. 2003. V. 81 (1). P. 162–177.
- Kim Y.H. Design and control of energy-efficient distillation columns // Korea J. Chem. Eng. 2016. V. 33. P. 2513–2521.
- Sun L., Li J., Liu X., Li Q. Research on configurations of thermally integrated distillation column (TIDC) // China University of Petroleum. 2011. V. 1.

References:

- Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation // J. Natural Gas Sci. and Eng. 2011. V. 3. № 4. P. 571–580. doi:10.1016/j.jngse.2011.06.002
- Koehler J., Poellmann P., Blass E., A review on minimum energy calculations for ideal and nonideal distillations model // Ind. Eng. Chem. Res. 1995. V. 34. P. 1003–1020.
- Nakaiwa M., Ohmori T. Process intensification for energy savings through concept of «detuning» from ideal state // Translation from Synthesiology. 2009. V. 2. № 1. P. 51–59.
- Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Ohmori T., Akiya T., Takamatsu T. Internally heat-integrated distillation columns: a review // Chem. Eng. Res. Design. 2003. V. 81 (1). P. 162–177.
- Kim Y.H. Design and control of energy-efficient distillation columns // Korea J. Chem. Eng. 2016. V. 33. P. 2513–2521.
- Sun L., Li J., Liu X., Li Q. Research on configurations of thermally integrated distillation column (TIDC) // China University of Petroleum. 2011. V. 1.

№ 143. P. 335–339

7. Saxena N., Mali N., Satpute S. Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation // Indian Academy of Sciences. 2017. V. 42. P. 119–128.

8. Львов С.В. Некоторые вопросы ректификации бинарных и многокомпонентных смесей. М.: Изд-во АН СССР, 1960. 166 с.

9. Корабельников М.М. Синтез и анализ технологических схем ректификации многокомпонентных зеотропных смесей: дис. ... канд. техн. наук. М., МИТХТ, 1978. 110 с.

10. Бувев Д.Л., Тимошенко А.В. Оптимальные схемы разделения синтетических жирных кислот C_5-C_{20} // Хим. пром. 2000. № 10. С. 24–27

11. Тимошенко А.В., Тимофеев В.С., Паткина О.Д. Оптимальные по энергозатратам схемы ректификации смесей бензола и алкилбензолов // Хим. пром. 1998. № 4. С. 41–44.

12. Захаров М.К., Швец А.А. Выбор оптимальной схемы ректификационной установки для разделения трехкомпонентных смесей // Хим. технология. 2016. Т. 17. № 6. С. 256–262.

13. Захаров М.К., Швец А.А., Бойчук А.А. Расчет минимального флегмового числа при ректификации некоторых реальных бинарных смесей // Тонкие химические технологии. 2015. Т. 10. № 6. С. 53–57.

14. Захаров М.К. Оценка трудности разделения жидких смесей методами ректификации // Хим. технология. 2017. Т. 18. № 4. С.

15. Данилов Р.Ю., Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А. Режим минимальной флегмы в простых ректификационных колоннах // ТОХТ. 2007. Т. 41. № 4. С. 394–406.

16. Мавлеткулова П.О., Серафимов Л.А., Архипова Л.А. Сравнение режимов первого и второго заданного разделения при ректификации трехкомпонентных зеотропных смесей // Вестник МИТХТ. 2013. Т. 8. № 6. С. 54–58.

17. Захаров М.К., Мартынова М.М., Прусаченкова М.И. Сравнение затрат теплоты при разделении бинарных смесей методами дистилляции и ректификации // Хим. технология. 2017. Т. 18. № 1. С. 43–48.

№ 143. P. 335–339

7. Saxena N., Mali N., Satpute S. Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation // Indian Academy of Sciences. 2017. V. 42. P. 119–128.

8. L'vov S.V. Some issues of rectification of binary and multicomponent mixtures. Moscow: the USSR Academy of Sciences Publ., 1960. 166 p. (in Russ.).

9. Korabel'nikov M.M. Synthesis and analysis of technological schemes of rectification of multicomponent zeotropic mixtures: Diss. ... Ph.D. (Eng.). Moscow. MITHT, 1978. 110 p. (in Russ.)

10. Buev D.L. Timoshenko A.V. Optimal schemes of separation of synthetic fatty acids C_5-C_{20} // Khim. Prom. (Chemical Industry). 2000. № 10. P. 24–27. (in Russ.).

11. Timoshenko A.V., Timofeev V.S., Patkina O.D. Optimum energy consumption schemes for the rectification of mixtures of benzene and alkylbenzenes // Khim. Prom. (Chemical Industry). 1998. № 4. P. 41–44. (in Russ.).

12. Zakharov M.K., Shvets A.A. Selection of the optimal scheme of the distillation plant for the separation of ternary mixtures // Khim. Tekhnologiya (Chemical Technology). 2016. V. 17. № 6. P. 256–262. (in Russ.).

13. Zakharov M.K., Shvets A.A., Boychuk A.A. Calculation of the minimum reflux ratio for actual binary mixtures. // Tonkie khimicheskie tekhnologii (Fine Chemical Technologies). 2015. V. 10. № 6. P. 53–57. (in Russ.).

14. Zakharov M.K. Estimation of the difficulty of separation of liquid mixtures by rectification methods // Khimich. Technologia (Chemical Technology) 2017. V. 18. № 4. P. 167–176. (in Russ.).

15. Danilov R.Yu., Petliuk F.B., Serafimov L.A. Minimum-reflux regime of simple distillation columns. // Teoret. Osnovy khimicheskoi tekhnologii (Theoretical Foundations of Chemical Engineering). 2007. V. 41. № 4. P. 394–406.

16. Mavletkulova P.O., Serafimov L.A., Arkhipova L.A. Comparison of the first and second specified separation regimes during rectification of three-component zeotropic mixtures // Vestnik MITHT (Fine Chemical Technologies). 2013. V. 8. № 6. P. 54–58 (in Russ.).

17. Zakharov M.K., Martynova M.M., Prusachenkova M.I. Comparison of heat costs for separation of binary mixtures by distillation and rectification methods // Khim. tekhnologiya (Chemical Technology). 2017. V. 18. № 1. P. 43–48 (in Russ.).

Об авторах:

Захаров Михаил Константинович, доктор технических наук, профессор кафедры процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).

Писаренко Юрий Андрианович, доктор технических наук, профессор кафедры химии и технологии основного органического синтеза Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).