

УДК 66.011

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ВЫБОРА ОПТИМАЛЬНЫХ СХЕМ РЕКТИФИКАЦИИ

М.К. Захаров, М.И. Прусаченкова

*МИРЭА – Российский технологический университет**Институт тонких химических технологий, Москва, Россия*

Рассмотрено внутреннее энергосбережение при ректификации, которое учитывает многократную конденсацию пара на тарелках ректификационных колонн. Проанализирован механизм тепло-массообмена между жидкостью и паром. Приведено выражение для количественной оценки внутреннего энергосбережения при ректификации. 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. С помощью понятия внутреннего энергосбережения, объяснено преимущество той или иной схемы разделения трехкомпонентной смеси. Сделан вывод о том, что меньшие затраты теплоты всегда объясняются повышенным внутренним энергосбережением в ректификационных колоннах.

Ключевые слова: ректификация, трехкомпонентные смеси, флегмовое число, минимальный паровой поток, внутреннее энергосбережение.

Процессы перегонки (дистилляция и ректификация), наряду с выпариванием и сушкой, относятся к числу наиболее энергоемких. Энергоемкость всех этих процессов связана с необходимостью испарять один или несколько компонентов смеси, затрачивая при этом, как минимум, теплоту парообразования.

Для уменьшения затрат теплоты, при разделении жидких смесей методом ректификации, применяют различные способы энергосбережения [1 - 7]. Как правило, это внешнее энергосбережение: использование теплоты уходящих потоков, сжатие низкпотенциального пара в компрессоре, с целью последующего его использования в качестве греющего (тепловой насос), теплоинтеграция и т.п.

Одним из главных направлений в разработке энергосберегающих схем ректификационных установок является приближение реального процесса к термодинамически обратимой ректификации [8].

Обратимая ректификация – это гипотетический процесс, предполагающий:

- подвод теплоты по всей высоте отгонной части колонны и ее отвод по всей высоте укрепляющей части, при отсутствии кипятильника в нижней части колонны и конденсатора – в верхней;
- бесконечное число тарелок в колонне;
- отсутствие движущей силы процесса массообмена на каждой тарелке.

На практике могут быть реализованы только некоторые особенности этого гипотетического процесса ректификации. К таким особенностям, в частности, относится распределенный подвод теплоты к отгонной и отвод теплоты от укрепляющей части колонны. В настоящее время этот подход разрабатывается, в основном, теоретически в рамках исследований по повышению *термодинамической эффективности* разделения, главным образом, бинарных смесей с малой относительной летучестью компонентов.

Характерной особенностью обратимой ректификации является минимальный прирост энтропии при достижении заданной степени разделения.

Однако, в работе [5] показано, что, даже оптимальная организация подвода теплоты к тарелкам отгонной части колонны и ее отвод с тарелок укрепляющей (с минимальным ростом энтропии при ректификации, а, значит, с повышенной термодинамической эффективностью процесса) не только не обеспечивает снижения затрат теплоты на процесс разделения, но приводит к их увеличению. Нами приведено [9] подробное объяснение этого факта путем анализа внутреннего энергосбережения.

Тепломассообмен на тарелках и сущность внутреннего энергосбережения при ректификации

При сравнении процессов разделения жидких смесей, методами перегонки наихудшей с точки зрения затрат теплоты, является простая дистилляция [10]. Полученный при дистилляции паровой поток сразу выводится из аппарата. В отличие от дистилляции, в процессах ректификации, за счет одновременно протекающих процессов теплообмена на тарелках колонны (конденсация парового потока, поступающего с нижележащей тарелки и испарение жидкости, стекающей с вышележащей тарелки) и сопутствующего ему массообмена (изменение составов пара и жидкости, а также их температур) создаются условия для многократной (по числу теоретических тарелок в колонне) работы пара. Многократное использование пара в колонне названо нами [11] *внутренним энергосбережением*. Это внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с большим числом ступеней, очевидно, значительно больше, чем, например, энергосбережение при выпаривании растворов солей в двух- или трехкорпусной выпарной установке. Отсутствие теплопередающей стенки, при контакте пара и

жидкости на тарелках, и высокие значения коэффициентов теплоотдачи, при конденсации пара и кипении жидкости, обеспечивают необходимые условия для внутреннего энергосбережения процесса ректификации [12].

О значительной доле, «дополнительного вклада в перенос низкокипящего компонента вследствие разности температур» в общий поток массы, неоднократно сообщалось в научной литературе [13-16], причем в работах [14-16] экспериментально подтверждено положительное влияние теплообмена на массообмен при ректификации. Следует отметить, что даже на реальных тарелках, из-за высоких коэффициентов теплоотдачи α , и массоотдачи β и развитой поверхности контакта фаз F , пропускные способности кинетических (поверхностных) стадий тепломассообмена настолько велики [12], что практически не влияют на общую эффективность тепломассообмена. Тем более, уходящие с *теоретической* тарелки потоки пара и жидкости имеют равные температуры и равновесные составы, а величины межфазных тепловых и материальных потоков определяются только из балансовых соотношений [12]. Поэтому сущность внутреннего энергосбережения сначала удобно рассмотреть на теоретической тарелке (ступени), с которой уходящие потоки пара и жидкости находятся в равновесии (как в тепловом – равенство температур, так и в концентрационном – равновесные составы жидкости и пара).

Сущность внутреннего энергосбережения заключается в следующем. насыщенный пар, поступающий на тарелку, имеет более высокую температуру, чем жидкость на тарелке. Поэтому происходит его парциальная конденсация до температуры жидкости на тарелке. Эта температура устанавливается на тарелке, в соответствии с балансовым смешением парового потока с нижележащей тарелки и жидкостного потока, с вышерасполо-

женной тарелки. Заметим сразу, что при непрерывной работе колонны, находящаяся на тарелке жидкость не изменяет своих характеристик (состава, температуры), а лишь обеспечивает необходимую поверхность контакта между встречающимися на тарелке паровым и жидкостным потоками. Выделяющаяся при конденсации пара теплота расходуется на испарение поступающей на тарелку жидкости при (опять же!) температуре жидкости на тарелке. Вновь образовавшийся пар, обогащенный низкокипящим компонентом, поступает на следующую тарелку. Здесь он вновь частично конденсируется и процесс повторяется многократно (по числу тарелок в колонне). Чем большая доля парового потока конденсируется на каждой тарелке, тем более энергосберегающим становится процесс разде-

ления методом ректификации. Эффективность многократного использования парового потока в ректификационной колонне названа *внутренним энергосбережением*.

Для произвольной (n -ой тарелки) входящими являются потоки жидкости L_{n-1} состава x_{n-1} и пара V_{n+1} состава y_n , а уходящими (равновесными - при температуре t_n) потоки пара V_n состава y_{n-1} и жидкости L_n состава x_n (рис.1). При достижении равновесия, на *теоретической* тарелке (ступени) тепловые потоки (а с ними и массовые потоки переходящих компонентов из одной фазы в другую) определяются лишь пропускными способностями стадий подвода и отвода теплоты на тарелках [12].

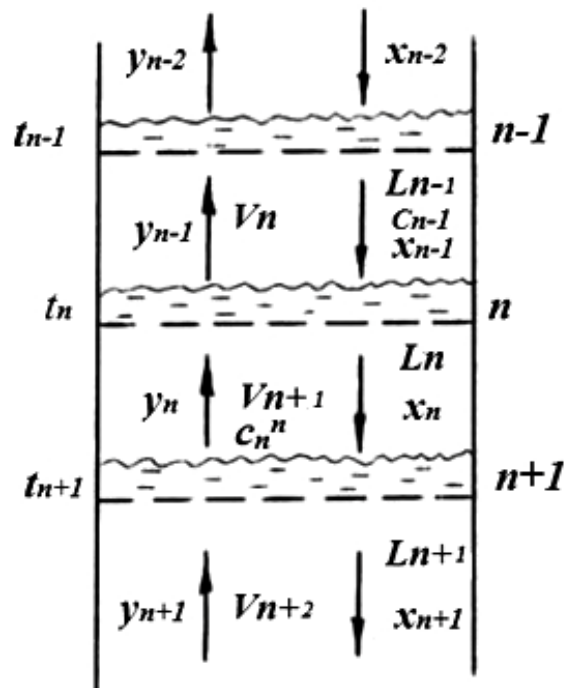


Рис.1. Характеристики потоков на тарелках

Насыщенный пар состава y_n ($n+1$)-ой тарелки является перегретым ($t_{n+1} > t_n$) по отношению к жидкости на n -ой тарелке. Он отдает теплоту перегрева $c_n^n(t_{n+1} - t_n)$ и конденсируется, выделяя при этом теплоту парообразования r_n . Пар может максимально передать теплоту на тарелке в количестве:

$$Q_{\text{подв}} = V_{n+1}[r_n + c_n^n(t_{n+1} - t_n)] \quad (1).$$

Выделяющаяся при конденсации пара теплота расходуется (отвод ее с тарелки) на нагревание жидкостного потока L_{n-1} от температуры t_{n-1} до температуры t_n и его испарение при температуре t_n , забирая при этом скрытую теплоту парообразования r_{n-1} жидкости состава x_{n-1} . То есть максимальный отвод теплоты определяется выражением:

$$Q_{\text{отв}} = L_{n-1}[c_{n-1}(t_n - t_{n-1}) + r_{n-1}] \quad (2).$$

В соответствии с тепловым балансом, на теоретической тарелке тепловой поток, передаваемый от приходящего на тарелку пара к поступающему на ту же тарелку жидкостному потоку, контролируется (лимитируется) наименьшим значением из двух: $Q_{\text{подв}}$ и $Q_{\text{отв}}$.

Анализ выражений (1) и (2) позволяет пренебречь теплотами на нагрев жидкости и охлаждение пара, поскольку теплоемкости компонентов и их смесей, как правило, на 2-3 порядка меньше теплот парообразования, а разности температур на тарелках составляют всего несколько градусов. С таким допущением:

$$Q_{\text{подв}} = V_{n+1} \cdot r_n \quad (3)$$

$$Q_{\text{отв}} = L_{n-1} \cdot r_{n-1} \quad (4)$$

Так как в *укрепляющей* части колонны поток жидкости по колонне L всегда меньше поднимающегося навстречу парового потока V , то лимитирующим является отвод теплоты $Q_{\text{отв}}$. Тогда теп-

ловой поток Q от пара к жидкости равен $Q = L_{n-1} \cdot r_{n-1}$, а конденсироваться будет лишь доля пара, равная:

$$\frac{Q}{Q_{\text{подв}}} = \frac{L_{n-1}}{V_{n+1}} \cdot \frac{r_{n-1}}{r_n} \quad (5).$$

Величины теплот парообразования q_{n-1} и q_n можно считать равными (даже в случае большой разницы в теплотах парообразования компонентов смеси) из-за незначительного изменения состава фаз на одной тарелке. Тогда доля сконденсированного пара на каждой тарелке будет определяться отношением $\frac{L}{V}$ на каждой тарелке, и поскольку $L = D \cdot R$, а $V = L + D = D \cdot R + D = D(R + 1)$, то $\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1}$.

То есть доля пара, «работающего» на каждой тарелке пара в *укрепляющей* колонне определяется флегмовым числом R . Чем больше R , тем больше отношение $\frac{R}{R+1}$ и, следовательно, больше внутреннее энергосбережение (коэффициент использования пара на тарелках).

В *отгонной* части колонны поток жидкости по колонне, равный сумме потоков флегмы и исходной смеси (при условии ее подачи при температуре насыщения) всегда больше парового потока. Передаваемый поток Q лимитируется паровым потоком $Q = V_{n+1} \cdot r_n$. В этом случае в максимальной степени «работает» весь пар и поэтому внутреннее энергосбережение принято равным 1.

Углубленный теоретический анализ тепломассообмена на тарелках ректификационных колонн приведен в [9].

В соответствии с установленными выше зависимостями, можно количест-

венно оценить внутреннее энергосбережение в колонне.

Так, при подаче в колонну исходной смеси при температуре кипения, внутреннее энергосбережение (среднее по колонне) можно рассчитать по формуле

$$\Theta_n = \frac{R}{R+1} \frac{n_y}{n_y + n_0} + \frac{n_0}{n_y + n_0} \alpha \quad (6).$$

При проведении реальной адиабатной ректификации, важнейшей в практическом аспекте является проблема снижения затрат теплоты в кипятыльнике при разделении бинарных и многокомпонентных смесей. Разделение жидких смесей методом ректификации предполагает образование парового потока в нижней части колонных аппаратов, где навстречу ему (сверху) движется жидкостной поток. Именно на образование этого парового потока и затрачивается теплота в кипятыльнике колонны. Эти затраты, естественно, зависят от состава и количества (потока) исходной смеси, ее способности разделяться при испарении, а также от требуемого качества получаемых продуктов разделения. Теория реальной адиабатной ректификации дает однозначный ответ на вопрос о минимальных затратах теплоты при бесконечном числе теоретических тарелок в колонне. При конечном числе реальных тарелок в колонне, затраты теплоты на ректификацию увеличиваются, так как флегмовое число R в этом случае больше минимального R_{\min} .

Технико-экономические расчеты затрат на изготовление и эксплуатацию ректификационных установок показали [2, 7], что оптимальные значения коэффициента избытка флегмы $\sigma = R/R_{\min}$ находятся в пределах от 1,1 до 1,3 – реже достигают 1,5 и более.

Поскольку тепловые потоки с поступающей на разделение смесью и выходящие с продуктами разделения при-

мерно одинаковы (при условии подачи исходной смеси при температуре кипения и вывода продуктов в виде кипящих жидкостей), то можно принять тепловую нагрузку в кипятыльнике Q_k равной тепловой нагрузке в конденсаторе $Q_{\text{конд}}$ [17]. Фактически это означает, что поток флегмы, возвращаемый в колонну, целиком испаряется в кипятыльнике. При этом допущении можно считать, что затраты теплоты в кипятыльнике в режиме работы колонны с минимальным флегмовым числом R_{\min} равны:

$$Q_k^{\min} = D(R_{\min} + 1)r \quad (7).$$

При работе колонны с реальным флегмовым числом R затраты теплоты в кипятыльнике:

$$Q_k = D(R+1)r \quad (8).$$

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

$$q_k^{\min} = \frac{Q_k^{\min}}{L_1} = \frac{D}{L_1}(R_{\min}+1)r \quad (9).$$

Из формулы (9) следует, что минимальные удельные затраты теплоты и, следовательно, паровой поток по колонне зависят только от флегмового числа и доли отбираемого верхнего продукта. Заметим, что формула (9) применима и к процессу разделения бинарных 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 теплообмена 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 «неэффективных» 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 при ректификации.

Таким образом, трудность разделения жидкой смеси на требуемые продукты, а, следовательно, и затраты теплоты в кипятыльнике, зависят от двух параметров: доли верхнего продукта D/L_1 и флегмового числа R .

Детальное рассмотрение взаимосвязи затрат теплоты и внутреннего энергосбережения, при различных энергетических уровнях подаваемой в колонну бинарной смеси, приведено в [18].

Применимость анализа затрат теплоты, с учетом внутреннего энергосбережения, при поиске наименее затратной схемы ректификации многокомпонентных смесей, продемонстрируем на примере разделения трехкомпонентных смесей. В случае зеотропных реальных смесей возможны две схемы разделения, которые приведены на рис. 2, применительно к системе бензол – толуол – о-ксилол.

Среднее внутреннее энергосбережение \mathcal{E}_n ректификационной установки,

состоящей из двух колонн, можно рассчитать с учетом внутреннего энергосбережения \mathcal{E}_{n1} (в колонне 1) и \mathcal{E}_{n2} (в колонне 2) по формуле, учитывающей долю паровых потоков V в каждой колонне, от суммарного в системе из двух колонн:

$$\mathcal{E}_n = \mathcal{E}_{n1} \frac{V_1}{V_1 + V_2} + \mathcal{E}_{n2} \frac{V_2}{V_1 + V_2} \quad (10).$$

Теоретическое обоснование существования областей оптимальности схем «а» и «б» при разделении трехкомпонентных смесей на основе анализа трудности разделения смеси и внутреннего энергосбережения в ректификационных колоннах выполнено для смеси бензол – толуол – о-ксилол.

Затраты теплоты в кипятыльниках 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». 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 (9).

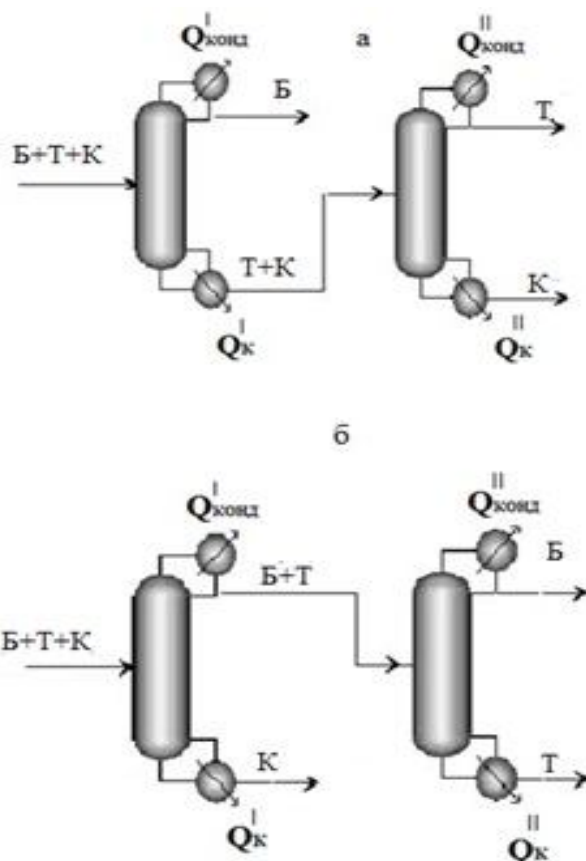


Рис. 2. Возможные схемы разделения трехкомпонентной смеси на примере бензол (Б) - толуол (Т) – о-ксилол (К): а – в первой колонне отделяется бензол; б – в первой колонне отделяется о-ксилол

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 со-

держанию компонента в исходной смеси, то есть $D_i/L_1 = x_1^i$, где индекс $i=B$ (бензол), Т (толуол) и К (о-ксилол), получаем

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

(11).

Таблица 1.
 Результаты расчета удельных затрат теплоты при ректификации смеси Бензол-Толуол-Ксилол

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

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

$$q_{\Sigma}^b = (x_1^B + x_1^T)(R_1^b + 1)r_{BT} + x_1^B(R_2^B + 1)r_B \quad (12).$$

Граница раздела областей оптимальности для схем «а» и «б» соответствует равенству выражений (11) и (12). Аналитическое решение этого уравнения вряд ли возможно, из-за сложных зависимостей флегмовых чисел (даже минимальных) от составов разделяемых смесей во всех колоннах.

Вышеприведенные теоретические положения подтверждены расчетами затрат теплоты и внутреннего энергосбережения (в обеих колоннах обеих схем) при разделении 1 кг/с трехкомпонентной смеси бензол–толуол–о-ксилол различного состава, выполненными с помощью модуля DSTWU программы AspenPlus. Для расчета были выбраны исходные составы: эквимолярный (0,333 – мол. доля бензола, 0,333 – мол. доля толуола и 0,334 – мол. доля о-ксилола) и с малым содержанием бензола и толуола в смеси с о-ксилолом, а именно: 0,05; 0,05 и 0,90 мол. доля, соответственно.

Результаты компьютерного расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения в отдельных колоннах и системах из 2-х колонн представлены в табл.1.

Из результатов, приведенных в табл.1, 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.

Еще раз отметим, что внутреннее энергосбережение в колонне улучшается с увеличением флегмового числа, согласно формуле (6). Это в полной мере подтверждают результаты расчета затрат теплоты и внутреннего энергосбережения при разделении исходной смеси с небольшим содержанием бензола и толуола: 0,05; 0,05 и 0,90 мольн. доля о-ксилола (см.нижнюю половину табл.1). 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. доля вместо 0,980 при разделении эквимолярной исходной смеси). Выделенные полужирным шрифтом в таблице 1 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).

Анализ затрат теплоты в кипятильниках ректификационных колонн схем «а» и «б» подтверждает, сделанный ранее в теоретическом анализе, 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.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

При поиске оптимальных схем ректификации многокомпонентных смесей необходимо руководствоваться следующими правилами:

- первое правило – во всех колоннах режим работы должен быть близок к режиму с минимальной флегмой. Коэффициент избытка флегмы определяется, как обычно, технико-экономическим расчетом;

- второе правило – сумма минимальных удельных паровых потоков в колоннах должна быть наименьшей, а это на примере трехкомпонентной смеси соответствует работе первых колонн с большими флегмовыми числами при малых долях отбора верхнего продукта.

С помощью понятия о внутреннем энергосбережении можно объяснить эвристически найденные оптимальные схемы разделения, исключить ошибочные направления поиска и, наоборот, найти правильные методы разработки оптимальных схем ректификационных установок.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

V – паровой поток, кмоль/с;
 L – поток флегмы, кмоль/с;
 L_1 – поток исходной смеси, кмоль/с;
 n – количество тарелок в колонне;
 Q – затраты теплоты, кВт;
 q – удельные затраты теплоты; кВт/кг;
 R – флегмовое число;
 R_{\min} – минимальное флегмовое число;
 r – теплота парообразования, кДж/кмоль;
 t – температура потока, °С;
 x – концентрация НКК в жидкости, кмоль НКК/кмоль смеси;
 y – концентрация НКК в паре, кмоль НКК/кмоль смеси;
 α – коэффициент теплоотдачи

β – коэффициент массоотдачи;
 σ – коэффициент избытка флегмы;
 D – поток верхнего продукта, кмоль/с;
 \mathcal{E}_n – внутреннее энергосбережение.

ИНДЕКСЫ

0 – нижний продукт, отгонная колонна; 1 – исходная смесь; 2 – верхний продукт; n – номер тарелки в колонне, k – кипятильник; кипящая смесь; конд – конденсатор; y – укрепляющая колонна; Σ – суммарное количество.

ЛИТЕРАТУРА

1. Захаров М.К. Способы энергосбережения при проведении энергоемких технологических процессов // Технологии нефти и газа. 2006. №1. С.63-72.
2. Комиссаров Ю.А., Гордеев Л.С., Вент Д.П. Научные основы процессов ректификации. В 2 т. Т.1. М.: Химия, 2004. 270 с.
3. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation // Journal of Natural Gas Science and Engineering. 2011, doi: 10.1016 / j.ngse.2011.06.002.
4. Shamsuzzoha M., Seki Hiroya, Lee Moonyong, Design and Analysis of Divided wall column // Proceeding of the 6 th International conference on Process Systems Engineering (PSE ASIA).2013. P.25
5. Koeijer G., Rosjorde A., Kjelstrup S., Distribution of heat exchange in optimum diabatic distillation columns // Elseviers, Energy 2004. №29. P.2425.
6. Kim Y.H. Design and control of energy-efficient distillation columns. // Korea J. Chem. Eng. 33. 2016.
7. Petlyuk F.B. Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units. New York: CUP. 2004. 362 p.
8. Платонов В.М, Берго Б.Г. Разделение многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1965. 368 с.
9. Захаров М.К. Сравнение распределенного подвода теплоты по высоте ректификационных колонн с традиционным / М.К.Захаров, Г.А. Носов, Ю.А.Писаренко, Л.М. Жильцова, А.А. Швец // Теоретические основы химической технологии. 2017. Т.51. №5. С.560-568.

10. Захаров М.К., Маргынова М.М., Прусаченкова М.И. Сравнение затрат теплоты при разделении бинарных смесей методами дистилляции и ректификации // Химическая технология. 2017. Т.18. №1. С.43-48.

11. Захаров М.К. Анализ процесса бинарной ректификации с учетом энергосбережения // Химическая технология. 2008. Т.9. №4. С.177 - 182.

12. Захаров М.К. О лимитирующих стадиях тепломассообмена на тарелках ректификационных колонн // Вестник МИТХТ им. М.В. Ломоносова. 2014. Т.9. №2. С.94-98.

13. Лотхов В.А., Малюсов В.А., Баклачян Р.А. Математическое описание процесса одновременного тепло- и массообмена в ректификационной пленочной колонне // Теоретические основы химической технологии. 1982. Т.16. №1. С.114.

14. Малюсов В.А. Тепло- и массообмен в процессе ректификации / В.А. Малюсов, В.А. Лотхов В.А., Е.В. Бычков, Н.М. Жаворонков. // Теоретические основы химической технологии. 1975. Т.9. №1. С.3-10.

15. Зельвенский Я.Д., Малинов С.А., Шалыгин В.А. Определение вклада диффузионного и

термического потоков при ректификации в трубах с орошаемыми стенками // Теоретические основы химической технологии. 1976. Т.10. №2. С.184.

16. Малинов С.А., Зельвенский Я.Д., Шалыгин В.А. О влиянии нагрузки на величину термических эффектов при адиабатической ректификации в трубке с орошаемой стенкой // Теоретические основы химической технологии. 1979. Т.13. №1. С.98.]

17. Захаров М.К. Энергосберегающая ректификация: Учебное пособие. СПб.: Издательство «Лань», 2018. 252 с.

18. Захаров М.К., Аббаси Моханд. Влияние агрегатного состояния исходной смеси на затраты тепловой энергии при ректификации // Вестник МИТХТ им. М.В. Ломоносова. 2014. Т.9. №1. С.38-42.

Статья публикуется при финансовой поддержке Российского фонда фундаментальных исследований в рамках реализации проекта №18-03-20102-г.

Рукопись поступила в редакцию 22.10.2018

THEORETICAL BASIS FOR THE SELECTION OF OPTIMAL SCHEMES OF RECTIFICATION

M. Zakharov, M. Prusachenkova

The internal power savings are considered at rectification which considers multiple condensation of steam on plates of rectification columns. The mechanism of heat and mass exchange between a liquid and a steam is analyzed. The expression for quantitative estimation of internal energy saving during rectification is given. 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. With the help of the term of internal energy saving, the advantage of one or another scheme of separation of a three-component mixture is explained. The conclusion, that smaller expenses of warmth always explain the raised internal power savings in rectification columns is drawn.

Key words: rectification, three-component mixtures

References

1. Zaharov M.K. Sposoby ehnergoberezheniya pri provedenii ehnergoemkih tekhnologicheskikh processov. Tekhnologii nefi i gaza. 2006. №1. S.63-72.
2. Komissarov YU.A., Gordeev L.S., Vent D.P. Nauchnye osnovy processov rektifikacii. V 2 t. T.1. M.: Himiya, 2004. 270 s.
3. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation. Journal of Natural Gas Science and Engineering. 2011, doi: 10.1016/j.ngse.2011.06.002.
4. ShamsuzzohaM., Seki Hiroya , Lee Moonyong, Design and Analysis of Divided wall column. Proceeding of the 6 th International conference on Process Systems Engineering (PSE ASIA).2013. R.25.
5. Koeijer G., Rosjorde A., Kjelstrup S., Distribution oh heat exchange in optimum diabatic distillation columns. Elseviers, Energy 2004. №29. P.2425.
6. Kim Y.H. Design and control of energy-efficient distillation columns. Korea J. Chem. Eng. 33. 2016.
7. Petlyuk F.B. Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units. New York: CUP. 2004. 362 p.
8. Platonov V.M., Bergo B.G. Razdelenie mnogokomponentnyh smesey. M.: Himiya, 1965. 368 c.
9. Zaharov M.K. Sravnenie raspredelenogo podvoda teploty po vysote rektifikacionnyh kolonn s tradicionnym / M.K.Zaharov, G.A. Nosov, YU.A.Pisarenko, L.M. ZHil'cova, A.A. SHvec. Teoreticheskie osnovy himicheskoy tekhnologii. 2017. T.51. №5. S. 560-568.
10. Zaharov M.K., Martynova M.M., Prusachenkova M.I. Sravnenie zatrat teploty pri razdelenii binarnykh smesey metodami distillyacii i rektifikacii. Himicheskaya tekhnologiya. 2017. T.18. № 1. S. 43-48.
11. Zaharov M.K. Analiz processa binarnoy rektifikacii s uchetom ehnergoberezheniya. Himicheskaya tekhnologiya. 2008. T.9. №4. S.177 -182.
12. Zaharov M.K. O limitiruyushchih stadiyah teplomassoobmena na tarelkah rektifikacionnyh kolonn. Vestnik MITHT im. M.V. Lomonosova. 2014. T.9. №2. S.94-98.
13. Lothov V.A., Malyusov V.A., Baklachyan R.A. Matematicheskoe opisanie processa odnovremennogo teplo- i massoobmena v rektifikacionnoj plenochnoj kolonne. Teoreticheskie osnovy himicheskoy tekhnologii. 1982. T.16. №1. S.114.
14. Malyusov V.A. Teplo- i massoobmen v processe rektifikacii / V.A. Malyusov, V.A. Lothov V.A., E.V. Bychkov, N.M.ZHavoronkov. Teoreticheskie osnovy himicheskoy tekhnologii. 1975. T.9. №1. S. 3-10.
15. Zel'venskij YA.D., Malinov S.A., SHalygin V.A. Opredelenie vklada diffuzionnogo i termicheskogo potokov pri rektifikacii v trubah s oroshaemymi stenkami. Teoreticheskie osnovy himicheskoy tekhnologii. 1976. T.10. №2. S.184.
16. Malinov S.A., Zel'venskij YA.D., SHalygin V.A. O vliyanii nagruzki na velichinu termicheskikh ehffektov pri adiabaticeskoy rektifikacii v trubke s oroshaemoj stenкой. Teoreticheskie osnovy himicheskoy tekhnologii. 1979. T.13. №1. S.98.]
17. Zaharov M.K. EHnergoberegayushchaya rektifikaciya: Uchebnoe posobie. SPb.: Izdatel'stvo «Lan'», 2018. 252 s.
18. Zaharov M.K., Abbasi Mohand. Vliyanie agregatnogo sostoyaniya iskhodnoj smesi na zatraty teplovoj ehnergii pri rektifikacii Vestnik MITHT im. M.V. Lomonosova. 2014. T.9. №1. S.38-42.