

УДК 66.011

## СРАВНЕНИЕ СПОСОБОВ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ, БАЗИРУЮЩИХСЯ НА РАЗЛИЧНЫХ ТЕОРИЯХ: ОБРАТИМОЙ РЕКТИФИКАЦИИ И ВНУТРЕННЕГО ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ В КОЛОННАХ

© 2022 г. М. К. Захаров\*

*МИРЭА – Российский технологический университет Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова, Москва, Россия*

*\*e-mail: mkzakharov@gmail.com*

Поступила в редакцию 07.09.2021 г.

После доработки 30.06.2022 г.

Принята к публикации 03.07.2022 г.

Рассмотрены возможные способы снижения затрат теплоты при разделении жидких смесей методом ректификации. Приведены основные положения термодинамически обратимой ректификации и теории внутреннего энергосбережения при ректификации. Сравнены предлагаемые способы энергосбережения на основе этих теорий. Приведены результаты вычислительного эксперимента с использованием программного обеспечения Aspen Plus. Показано, что распределенный подвод теплоты по высоте отгонной части колонны, рекомендуемый теорией обратимой ректификации, не является эффективным способом энергосбережения. Этот факт подтверждается теорией внутреннего энергосбережения при ректификации. Теория внутреннего энергосбережения позволяет найти наиболее эффективные способы снижения затрат теплоты при ректификации бинарных смесей и подход к выбору оптимальных схем разделения многокомпонентных смесей.

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

**DOI:** 10.31857/S0040357122060197

### ВВЕДЕНИЕ

Процессы перегонки (дистилляция и ректификация) наряду с выпариванием и сушкой относятся к числу наиболее энергоемких. Последнее обусловлено необходимостью испарять один или несколько компонентов смеси, затрачивая при этом энергию, соответствующую, как минимум, теплоте парообразования. Сушка влажных материалов требует наибольших затрат теплоты из-за необходимости попутно нагревать высушиваемый материал и значительных потерь теплоты с отработанным сушильным агентом. Значительные затраты теплоты при выпаривании объясняются большой теплотой парообразования при кипении, как правило, водных растворов. Несмотря на трудность разделения жидких смесей с полной взаимной растворимостью компонентов, методом ректификации можно получать продукты разделения любой чистоты за счет увеличения числа тарелок в колонне и потока флегмы. Увеличение потока флегмы требует, естественно, повышенных затрат теплоты в кипятильнике ректификационной колонны. Но при этом, что на первый взгляд кажется противоречащим предыдущему высказыванию, с увеличением флегмы повыша-

ется **энергосбережение на тарелках** ректификационной колонны за счет возможности паровому потоку **множественно** (по числу тарелок в колонне) конденсироваться и отдавать выделяющуюся при этом теплоту для испарения встречного потока жидкости. Поскольку речь идет об энергосбережении внутри колонны, то вполне разумно назвать его **внутренним энергосбережением** – в отличие от разных способов энергосбережения вне колонны. Рабочее флегмовое число всегда нужно выбирать с учетом технико-экономического расчета. Важно отметить, что при простой дистилляции (без флегмы) отсутствует внутреннее энергосбережение. Далее будет подробно рассмотрена сущность и количественная оценка внутреннего энергосбережения (эффективности использования парового потока в колонне) при ректификации, а также способы его увеличения за счет изменения парового и жидкостного потоков по колонне.

А пока рассмотрим традиционные способы уменьшения затрат теплоты при разделении жидких смесей методом ректификации:

- Рекуперация теплоты уходящих потоков пара и жидкости;

- Сжатие в компрессоре (как правило – в турбокомпрессоре) парового потока из верхней части колонны с целью последующего его использования в качестве греющего в кипятильнике (принцип теплового насоса);

- Разделение бинарной смеси в двух колоннах, работающих под разными давлениями, с возможностью использовать теплоту парового потока из колонны с большим давлением – в кипятильнике колонны с меньшим давлением.

В последние десятилетия ученые разных стран активно продолжают поиски способов уменьшения затрат теплоты на разделение жидких смесей ректификацией на основе двух теорий, учитывающих влияние изменяющихся по высоте колонны потоков жидкости и пара [1–24]:

- Приближение реальной ректификации к термодинамически обратимому процессу путем полного или частичного связывания материальных и тепловых потоков двух и более колонн, а также за счет отвода теплоты с тарелок укрепляющей части колонны и подвода теплоты к тарелкам отгонной [1–17];

- Создание условий для эффективного использования парового потока, позволяющих увеличить внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах [18–24].

Цель исследования – доказательство неэффективности некоторых способов снижения затрат теплоты при ректификации, базирующихся согласно теории обратимой ректификации, на распределенном подводе теплоты на тарелки отгонной секции колонны.

Для достижения этой цели:

- Проведен сравнительный вычислительный эксперимент с применением распределенного подвода теплоты на тарелки отгонной секции колонны (элемент обратимой ректификации) и традиционным подводом теплоты в кипятильник колонны для различных вариантов ректификации [20, 21];

- Использована разработанная нами теория внутреннего энергосбережения при ректификации [18, 19, 21], объясняющая причину увеличения затрат теплоты при распределенном ее подводе на тарелки отгонной секции колонны.

Для сравнения эффективности использования упомянутых выше теорий при поиске оптимальных (по минимальным затратам теплоты на ректификацию) вариантов ректификационных установок целесообразно напомнить их основные положения.

### ОБРАТИМАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

Первый теоретический подход к энергосбережению в ректификации отражен в исследовани-

ях, выполненных в середине XX века. Именно в этот период вводится понятие обратимая ректификация. Авторы [9, 10] дают определение: если равновесие фаз имеет место в каждом сечении колонны любого типа, то этот процесс термодинамически обратимый. Фоньо [10] перечислил условия, при которых ректификация может считаться обратимой:

- Число ступеней разделения в колонне бесконечно;

- Отвод бесконечно малых количеств теплоты из промежуточных сечений укрепляющей секции колонны и их подвод к промежуточным сечениям отгонной секции, что обеспечивает наличие фазового равновесия вдоль всей колонны;

- В каждой секции колонны может быть полностью выделен только один компонент;

- Перепад давления по колонне, содержащей бесконечное число тарелок, является бесконечно малым.

Очевидно, что уменьшить затраты теплоты реально можно лишь при реализации только второго условия – это распределенный отвод и подвод теплоты. Именно таким способом авторам работы [6] удалось максимально (с **минимальным приростом энтропии**) приблизить реальный процесс ректификации к термодинамически обратимому. Однако, при этом авторы в этой же работе [6] констатировали факт, что **затраты теплоты увеличились** по сравнению с традиционной ректификацией. Следовательно, это направление поиска вариантов энергосбережения при ректификации является тупиковым.

### ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ВНУТРЕННЕГО ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ В ПРОЦЕССАХ РЕКТИФИКАЦИИ

При сравнении процессов разделения жидких смесей методами перегонки наихудшей с точки зрения затрат теплоты является простая дистилляция [18]. 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 **многократного** (по числу теоретических тарелок в колонне) **использования парового потока**. Эффективность многократного использования пара в колонне названа нами **внутренним энергосбережением** [18].

Сначала рассмотрим сущность внутреннего энергосбережения на тарелках ректификацион-

ных колонн. Насыщенный пар, снизу поступающий на тарелку, имеет более высокую температуру, чем жидкость на тарелке. Поэтому происходит его конденсация при температуре жидкости на тарелке. Эта температура устанавливается на тарелке в соответствии с балансовым смещением парового потока с вышерасположенной тарелки. Подчеркнем, 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 сверху на тарелку жидкости при (опять же!) температуре жидкости на тарелке. Вновь образовавшийся пар, обогащенный низкокипящим компонентом, поступает на следующую тарелку. Здесь он вновь конденсируется, и процесс повторяется многократно (по числу тарелок в колонне). Чем большая доля парового потока конденсируется на каждой тарелке, тем более энергосберегающим становится процесс разделения методом ректификации.

Количественно оценить внутреннее энергосбережение (эффективность использования парового потока) в ректификационных колоннах возможно путем анализа тепломассообмена на теоретической тарелке (ступени), с которой уходящие потоки пара и жидкости равновесны как в тепловом процессе – равенство температур, так и в массообменном – равновесные составы жидкой и паровой фаз.

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 только пропускными способностями **стадий подвода и отвода теплоты** на тарелках [18].

Насыщенный пар состава  $y_n$  с ( $n+1$ -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

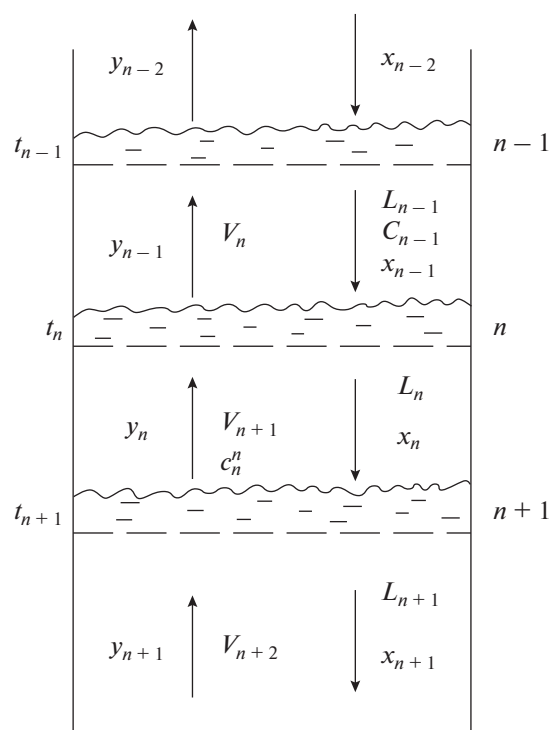


Рис. 1. Характеристики потоков на тарелках.

температуры  $t_n$  и его испарение при температуре  $t_n$ , забирая при этом теплоту парообразования  $r_{n-1}$  жидкости состава  $x_{n-1}$ . То есть максимально возможный отвод теплоты определяется выражением:

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

Согласно тепловому балансу на теоретической тарелке тепловой поток, передаваемый от входящего 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:

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

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

Так как в **укрепляющей** части колонны поток жидкости по колонне всегда меньше поднимающегося навстречу парового потока  $V$ , то лимитирующим является отвод теплоты  $Q_{\text{отв}}$ . Тогда тепловой поток  $Q$  от пара к жидкости равен  $Q = L_{n-1}r_{n-1}$ , а конденсироваться будет лишь доля пара, равная:

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

Величины теплот парообразования  $r_{n-1}$  и  $r_n$  можно считать равными (даже в случае большой разницы в теплотах парообразования компонентов смеси) из-за незначительного изменения состава фаз на одной тарелке. Тогда доля сконденсировавшегося пара на каждой тарелке будет определяться отношением  $\frac{L}{V}$  на каждой тарелке, и поскольку  $L = DR$ , а  $V = L + D = DR + D = D(R + 1)$ , то  $\frac{L}{V} = \frac{R}{R + 1}$ . То есть доля пара, “работающего” на каждой тарелке пара в **укрепляющей** колонне определяется флегмовым числом  $R$ . Напомним, что флегмовое число  $R$  есть отношение потока возвращаемой в колонну жидкости  $L$  к потоку дистиллята  $D$ . Чем больше  $R$ , тем больше отношение  $\frac{R}{R + 1}$  и, следовательно, больше **внутреннее энергосбережение за счет более эффективного использования парового потока**.

Таким образом, паровой поток в **укрепляющей** колонне, пропорциональный величине  $(R + 1)$  при контакте с потоком жидкости, пропорциональном флегмовому числу  $R$ , конденсируется лишь частично – его доля равна  $R/(R + 1)$ . При этом доля пара, не участвующая в тепломассообмене на тарелках укрепляющей секции колонны из-за меньшего жидкостного потока, равна  $1/(R + 1)$ . Эта доля парового потока (без использования его на тарелках) при флегмовых числах  $R < 1$  превышает 50%. Наоборот, при  $R > 10$  доля “неэффективного” парового потока становится менее 10%. Этим объясняется факт, что с увеличением флегмового числа процесс ректификации в укрепляющей секции колонны становится более энергосберегающим. Другими словами, увеличивается внутреннее энергосбережение при ректификации.

В **отгонной** части колонны поток жидкости по колонне, равный сумме потоков флегмы и исходной смеси (при условии ее подачи при температуре насыщения), всегда больше величины парового потока. Здесь передаваемый поток теплоты  $Q$  лимитируется величиной парового потока:  $Q = V_{n+1} r_n$ . В этом случае в максимальной степени “работает” весь пар и поэтому внутреннее энергосбережение на тарелках отгонной секции колонны принимается равным единице. Это теоретическое положение подтверждено вычислительным экспериментом при разделении различных смесей [18, 19]. Там же приведен более углубленный теоретический анализ тепломассообмена на тарелках ректификационных колонн с помощью диаграмм  $t - x$ ,  $y$  и  $y - x$ .

Учитывая различие в величинах внутреннего энергосбережения на тарелках укрепляющей и

отгонной секций колонны, при расчете среднего внутреннего энергосбережения в полной колонне необходимо учитывать их численные значения (соответственно  $n_y$  и  $n_o$ ). Так, при подаче в колонну исходной смеси при температуре кипения внутреннее энергосбережение (среднее по колонне) можно рассчитать по формуле [18]:

$$\text{Эн} = \frac{R}{R + 1} \frac{n_y}{n_y + n_o} + \frac{n_o}{n_y + n_o}. \quad (6)$$

При подаче в колонну на тарелку питания парожидкостной смеси с долей пара  $\psi$  требуется меньший паровой поток в отгонной части колонны. Поэтому внутреннее энергосбережение Эн ректификационной колонны уменьшается (в этом случае меньший паровой поток “работает” многократно), и также зависит от числа теоретических ступеней в укрепляющей ( $n_y$ ) и отгонной ( $n_o$ ) частях колонны. Для бинарных смесей оно может быть рассчитано по формуле [18]:

$$\text{Эн} = \frac{R}{R + 1} \frac{n_y}{n_y + n_o} + \left[ 1 - \frac{\psi}{(R + 1)} \frac{x_2 - x_0}{x_1 - x_0} \right] \frac{n_o}{n_y + n_o}. \quad (7)$$

Количественная оценка внутреннего энергосбережения Эн (эффективности использования парового потока в полной ректификационной колонне) при заданной степени разделения смеси ( $x_1$ ,  $x_2$  и  $x_0$ ) и состояния исходной смеси на входе в колонну рассчитывается по формулам (6) и (7).

При разделении бинарных зеотропных смесей в колонне непрерывного действия паровой и жидкостной потоки постоянны. Тем не менее, потоки пара и жидкости в колонне можно варьировать энергетическим потенциалом исходной смеси при подаче на тарелку питания. Классическая схема ректификационной установки предполагает наличие подогревателя исходной смеси. В учебной и научной литературе формально доказано, что при подаче в колонну “холодной” исходной смеси (ниже температуры кипения) затраты теплоты в кипятильнике, естественно, возрастают, но всегда меньше суммарных затрат с учетом затрат теплоты в подогревателе. Разработанная нами [18] теория внутреннего энергосбережения дает физическое объяснение этого факта с помощью формулы (7). Поскольку величина  $\psi$  в случае “холодной” исходной смеси отрицательна (для кипящей жидкости она равна нулю), то, согласно формуле (7), энергосбережение в колонне повышается за счет увеличенного парового потока в ее отгонной секции. Варианты этого способа снижения суммарных затрат теплоты подробно рассмотрены в [24].

При подаче в колонну исходной смеси в виде пара внутреннее энергосбережение на тарелках отгонной секции уменьшается из-за уменьшенного парового потока и, естественно, суммарные

затраты теплоты увеличиваются. Это подробно рассмотрено в [18].

Среднее внутреннее энергосбережение  $\Delta n$  ректификационной установки, состоящей из двух колонн, можно рассчитать [18] по значениям внутреннего энергосбережения  $\Delta n_1$  (в колонне 1) и  $\Delta n_2$  (в колонне 2) по формуле, учитывающей долю паровых потоков в каждой колонне от суммарного в двух колоннах:

$$\Delta n = \Delta n_1 \frac{V_1}{V_1 + V_2} + \Delta n_2 \frac{V_2}{V_1 + V_2}. \quad (8)$$

Аналогичным образом может быть найдено среднее внутреннее энергосбережение любой ректификационной установки (с любым числом колонн).

Теория внутреннего энергосбережения при ректификации в полной мере применима при выборе оптимальных (по затратам теплоты) схем разделения многокомпонентных смесей [18, 23].

### СРАВНЕНИЕ СПОСОБОВ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ

Весьма перспективным способом снижения затрат теплоты на ректификацию представлялся вариант совместного применения теплового насоса и распределенного подвода и отвода теплоты по высоте колонны по принципу обратимой ректификации [5]. Прежде всего, следует отметить, что сжатие парового потока при передаче его из отгонной секции в укрепляющую часть колонны требует огромных энергозатрат и делает этот способ экономически необоснованным. Вычислительным экспериментом нами [21] доказано, что применение традиционного теплового насоса снижает энергозатраты почти в 2 раза (на 45%), а при совместном применении теплового насоса и распределенного подвода и отвода теплоты по высоте колонны – всего лишь на 15%. Этот, как и результат в работе [6], полностью объясняется теорией внутреннего энергосбережения при ректификации [18]. Дело в том, что при распределенном подводе теплоты к тарелкам отгонной секции колонны на самых нижних тарелках “работает” лишь малый паровой поток. Вблизи тарелки питания паровой поток достигает максимального значения, существенно превышающего практически постоянный поток по высоте колонны в случае традиционной ректификации. Именно этим объясняются повышенные затраты теплоты в кипятильнике и энергии на сжатие парового потока при разделении смеси до фиксированной чистоты получаемых продуктов.

Наиболее полный анализ затрат теплоты на разделение бинарной смеси бензол-толуол при распределенном подводе теплоты к тарелкам отгонной колонны и на традиционной ректифика-

ционной установке приведен в [20]. Выявлено, что при распределенном подводе теплоты к тарелкам отгонной колонны в количестве (точнее – мощности теплового потока), необходимом для традиционной ректификации, в кипятильнике потребовалась практически 50% добавка: вместо 40.5 МВт затраты возросли до 59.2 МВт. Увеличение числа тарелок в колонне в 2 раза (согласно теории обратимой ректификации должно быть бесконечно большим) позволило снизить затраты теплоты на 10%, а при 4-х кратном увеличении числа тарелок в колонне – менее 0.1%.

Варианты разделения бинарной смеси в двух колоннах, работающих под разными давлениями с целью использования теплоты парового потока из колонны с большим давлением – в кипятильнике колонны с меньшим давлением, рассмотрены в [16, 18].

Один из них был предложен нами [18] по аналогии с двухкорпусной выпарной установкой, а именно: теплоту парового потока первой колонны, в которой кубовый остаток является “полупродуктом” и подлежит разделению до требуемой чистоты во второй колонне под меньшим давлением, – использовать в кипятильнике второй. Проведенный нами [18] анализ показал, что значительно меньший энергосберегающий эффект при ректификации обусловлен нарушением внутреннего энергосбережения в отгонной секции первой колонны за счет снижения числа тарелок в ее отгонной части и, естественно, всей ректификационной установки. Конечно, этот способ снижения затрат теплоты не может быть рекомендован.

Лучшим способом снижения затрат теплоты является разделение исходной смеси на продукты заданной чистоты в двух параллельно работающих колоннах (рис. 2б), но при разных давлениях, что обеспечивает возможность использовать паровой поток из одной колонны в качестве греющего пара в кипятильнике другой. В работе [16] предлагается “усовершенствованный” вариант, а именно, с распределенным отводом теплоты с тарелок укрепляющей части колонны высокого давления ( $P = 3$  ат) к тарелкам отгонной части колонны – с низким (атмосферным) давлением (рис. 2в). Это соответствует реально осуществимому приему приближения реальной ректификации к термодинамически обратимому процессу. В этом случае тепловой поток по колонне существенно изменяется от тарелки к тарелке. В работе [6] уже было 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

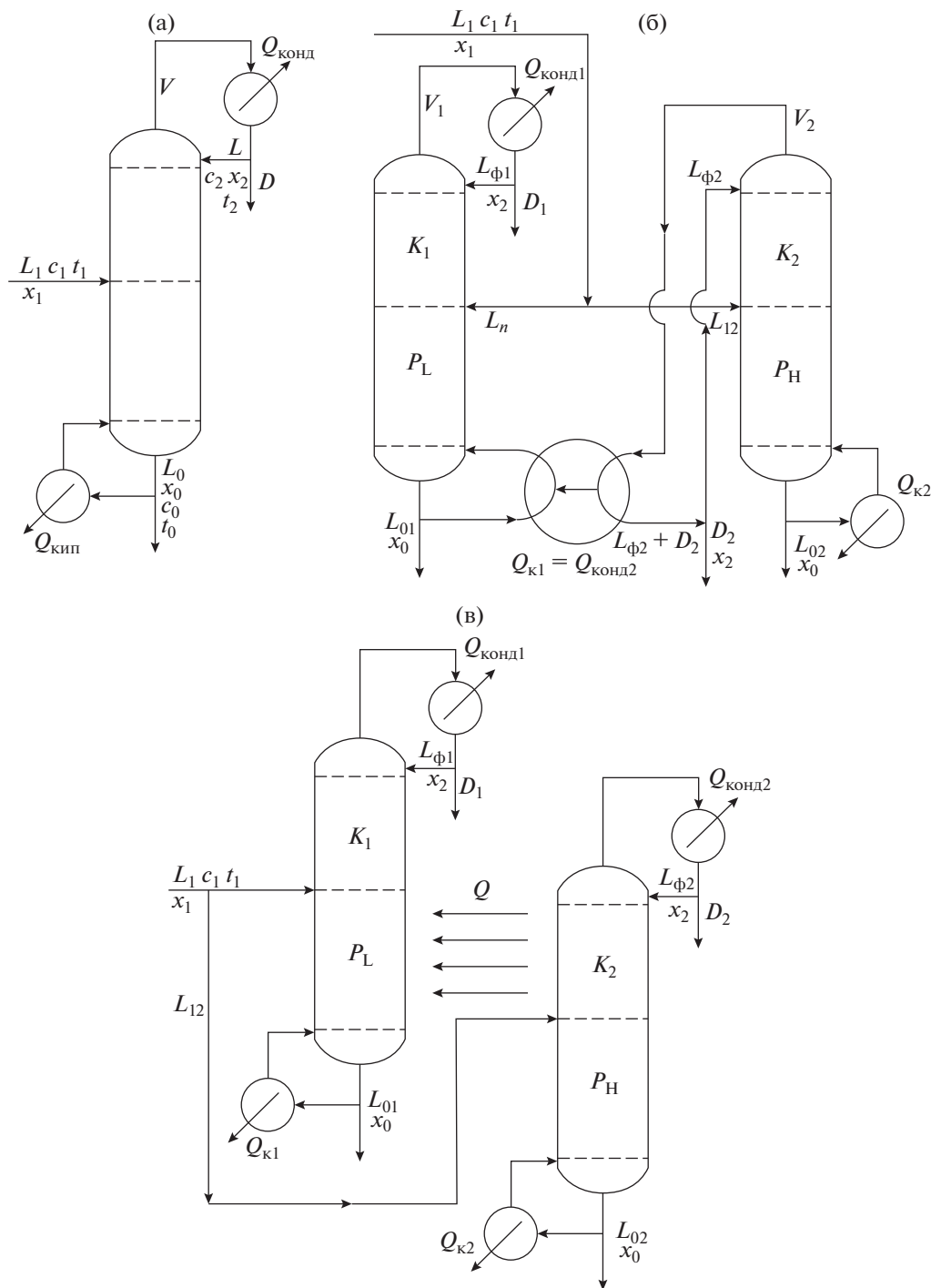


Рис. 2. Традиционная (а) и энергосберегающие (б, в) схемы ректификации.

обеспечила снижения затрат теплоты на процесс разделения.

Поэтому еще одной задачей данного исследования стало сравнение затрат теплоты при разделении бинарной смеси бензол–толуол с различными вариантами подвода теплоты:

- Полное использование теплоты конденсации всего парового потока из второй колонны в качестве греющего пара в кипятильнике первой (рис. 2б);
- Распределенный подвод теплоты на тарелки отгонной секции колонны 1 с тарелок укрепляющей секции колонны 2 (рис. 2в);

Таблица 1. Результаты расчета разделения бинарной смеси бензол–толуол

Число тарелок, $N$		Флегмовое число, $R$		Внутреннее энергосбережение, Эн	Затраты теплоты, $Q$ , МВт		Чистота продуктов	
							Б	Т
20		1.6		Схема “а” <b>0.819</b>	<b>41</b>		0.98	0.98
Схема “б”				<b>0.835</b>			0.98	0.98
$K_1$	$K_2$	$K_1$	$K_2$		$K_1$	$K_2$		
20	20	1.6	2.1		–	<b>25.3</b>		
Схема “в”				<b>0.679</b>			0.98	0.98
$K_1$	$K_2$	$K_1$	$K_2$		$K_1$	$K_2$		
20	20	1.89	0.1		<b>3.4</b>	<b>31.5</b>		

• Традиционное разделение в одной колонне (рис. 2а).

Вычислительный эксперимент выполнен с помощью программного обеспечения Aspen Plus. Сравнивали затраты теплоты на разделение  $L_1 = 1$  кмоль/с эквимольной смеси бензол-толуол с получением бензола и толуола 98% чистоты и отбором дистиллята  $D = 0.5$  кмоль/с.

На схеме “2в” представлен распределенный подвод теплоты (как приведено в [16]) от укрепляющих тарелок второй колонны к отгонным тарелкам первой (8 потоков по 2.5 МВт).

Тарелки питания в колоннах подобраны с помощью модуля Sensitivity, а достаточная тепловая нагрузка в схемах “б”, “в” – с помощью модуля Optimization. Рабочие параметры колонн и результаты расчетов приведены в табл. 1. Внутреннее энергосбережение в отдельных колоннах рассчитано по формуле (6), а среднее значение в двухколонной установке – по формуле (8). При разделении бинарной смеси в двух колоннах по схеме “б” достигается существенное снижение затрат теплоты (25.3 МВт) по сравнению с разделением в одной колонне (41 МВт). Этот способ энергосбережения вполне может конкурировать с тепловым насосом; требуется лишь найти границы области его применения.

При **распределенном** подводе теплоты (схема “в”) суммарные затраты 34.9 МВт оказались больше, чем при полном подводе теплоты **в кипятильнике** – 25.3 МВт (схема “б”). Это объясняется меньшим внутренним энергосбережением (0.679 < 0.835), так как на нижних тарелках отгонной секции “работает” не весь паровой поток, а только малая часть из кипятильника.

Поскольку в отгонной секции величина парового потока является лимитирующей стадией тепломассообмена, то его снижение на нижних тарелках отгонной секции приводит к неэффективной работе всей установки. Постепенно уве-

личиваясь по высоте отгонной секции паровой поток достигает максимального значения вблизи тарелки питания. Этот максимальный паровой поток больше практически постоянного парового потока при обычной ректификации. Именно этим объясняется причина повышенных затрат теплоты в этом случае.

## ВЫВОДЫ

1. Выполненное сравнение способов энергосбережения позволяет подтвердить, что наиболее эффективными являются способы, перечисленные в начале статьи, а именно: рекуперация теплоты, ректификационные установки с тепловым насосом и разделение бинарной смеси в двух колоннах, работающих под разными давлениями.

2. Во всех рассмотренных вариантах ректификации: классическая схема ректификации, ректификационная установка с тепловым насосом, установка из двух колонн под разными давлениями с возможностью рекуперировать теплоту парового потока, – предлагаемое многими учеными разных стран “усовершенствование” вариантов энергосбережения путем распределенного подвода теплоты на тарелки отгонной части колонны не только не снижает суммарных затрат энергии, а наоборот, повышает их.

3. Согласно теории внутреннего энергосбережения возможно снижение суммарных затрат теплоты на ректификацию путем отказа от подогревателя исходной смеси и подачи ее непосредственно в колонну [24].

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Поиск способов снижения затрат теплоты при ректификации с использованием одного из положений теории обратимой ректификации, а именно: распределенный подвод теплоты на тарелки отгонной секции колонны – бесперспективен,

так как приводит к увеличению затрат теплоты, а не к снижению (табл. 1).

Разработанная нами теория внутреннего энергосбережения дает направление поиску оптимальных схем ректификации многокомпонентных смесей согласно следующим правилам:

- Первое правило (известное и незыблемое) – во всех колоннах режим работы должен быть близок к режиму с минимальной флегмой. Коэффициент избытка флегмы определяется, как обычно, технико-экономическим расчетом.

- Второе правило – работа первых колонн при разделении многокомпонентных смесей должна быть с большим внутренним энергосбережением, зависящим от доли тарелок в отгонной секции и флегмового числа – в укрепляющей.

### ОСНОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

$c$	теплоемкость, кДж/(кмоль К)
$D$	поток дистиллята, кмоль/с
$h$	энтальпия пара кДж/кг
$K_1$	первая колонна
$K_2$	вторая колонна
$L$	поток жидкости по колонне, поток флегмы
$L_1$	поток исходной смеси, кмоль/с
$L_0$	нижний продуктовый поток, кмоль/с
$N$	количество тарелок в колонне, $n$ -номер тарелки
$P_H$	высокое давление в колонне, ат
$P_L$	низкое (атмосферное) давление, ат
$Q$	тепловой поток, кВт или МВт
$R$	флегмовое число
$r$	теплота парообразования, кДж/кмоль
$t$	температура, °С
$V$	поток пара, кмоль/с
$x$	концентрация НКК в жидкости, кмоль НКК/кмоль смеси
$y$	концентрация НКК в паровой фазе, кмоль НКК/кмоль смеси
$\sigma$	коэффициент избытка флегмы
$\psi$	доля пара в исходной смеси
Эн	внутреннее энергосбережение
ВКК	высокикипящий компонент
НКК	низкокипящий компонент

### ИНДЕКСЫ

у	укрепляющая часть колонны
о	отгонная часть колонны

1	исходная смесь, первая колонна
2	верхний продукт, вторая колонна
0	нижний продукт; отгонная часть колонны
отв	отводимый
подв	подводимый
к	кипятильник
конд	конденсатор
ф	флегма

### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Halvorsen I.J., Skogestad S.* Energy efficient distillation // *J. Natural Gas Science and Engineering*. 2011. V. 3. № 4. P. 571–580. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2011.06.002>
2. *Jana A.K.* (2018). A Novel Divided-Wall Heat Integrated Distillation Column: Thermodynamic and Economic Feasibility. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2018. V. 57. № 36. P. 12127–12135. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b04748>
3. *Cui C., Sun J., Li X.* (2017). A hybrid design combining double-effect thermal integration and heat pump to the methanol distillation process for improving energy efficiency. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 119, 81–92. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2017.06.003>
4. *Анохина Е.А., Тимошенко А.В., Рудаков Д.Г., Тимофеев В.С., Тациевская Г.И., Матюшенкова Ю.В.* Энергосбережение в ректификации с использованием комплексов со связанными потоками // *Вестник МИТХТ*. 2011. Т. 6. № 4. С. 28–39.
5. *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.
6. *Koeijer G., Rosjorde A., Kjelstrup S.*, Distribution of heat exchange in optimum diabatic distillation columns // *Elseviers, Energy*. 2004. № 29. P. 2425.
7. *Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Ohmori T., Akiya T., Takamatsu T.* Internally heat-integrated distillation columns: A review. *Chem. Eng. Res. Design*. 2003. 81(1) P. 162.
8. *Kiss A.A., Landaeta S.J.F., Ferreira C.A.I.* Towards energy efficient distillation technologies – Making the right choice // *Energy*. 2012. V. 47. P. 531.
9. *Benedict M.* Multistage separation processes // *Chem. Eng. Process*. 1947. V. 43. № 2. P. 41–60.
10. *Fonyo Z.* Thermodynamic analysis of rectification I. Reversible model of rectification. *Inter. Chem. Eng.* 1974. V. 14. № 1. P. 18–27.
11. *Petlyuk F.B.* *Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units*. New York: CUP. 2004.
12. *Qi J., Tang J., Zhang Q., Wang Y., Chen H., Zhao H., Zhang, L.* (2019). Heat-integrated azeotropic distillation and extractive distillation for separating heterogeneous ternary azeotrope of diisopropyl ether / isopropyl alcohol / water. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2019. V. 58.



- № 45. P. 20734–20745.  
<https://doi.org/10.1021/acs.iecr.9b03846>
13. *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.
  14. *Sun L., Li J., Liu X.* Research on configuration of the thermally integrated distillation columns (TiDC) // *Advanced Research on electronic Commerce.* 2011. V. 143. P. 335–339.
  15. *Lukac G., Halvorsen I.J., Olujić Z., Dejanovic I.* On controllability of four-product dividing wall columns. *CET.* 69, 259–264, 2018.  
<https://doi.org/10.3303/CET1869044>
  16. *Kim Y.H.* Design and control of energy-efficient distillation columns // *Korean J. Chem. Eng.,* 33, 2016.
  17. *Li X., Geng X., Cui P., Yang J., Zhu Z., Wang Y., Xu D.* (2019). Thermodynamic efficiency enhancement of pressure-swing distillation process via heat integration and heat pump technology. *Applied Thermal Engineering.* 2019. V. 154. P. 519–529.  
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019>
  18. *Захаров М.К.* Энергосберегающая ректификация: учебное пособие / М.К. Захаров. Санкт-Петербург: Лань, 2018. 252 с. ISBN 978-5-8114-2823-6.
  19. *Захаров М.К., Егоров А.В., Подметенный А.А.* Разделение жидких смесей и затраты теплоты при ректификации // *Тонкие химические технологии.* 2021. 16(1): 7–15.  
<https://doi.org/10.32362/2410-6593-2021-1-7-15>
  20. *Zakharov M.K., Nosov G.A., Pisarenko Yu.A., Zhil'tsova L.M., Shvets A.A.* Comparison of distributed heat supplies along the height of fractionating columns with conventional fractionation // *Theor. Found. Chem. Eng.* 2017. V. 51. № 5. P. 708.
  21. *Захаров М.К., Писаренко Ю.А., Сычева О.И.* Сравнение способов энергосбережения при ректификации жидких смесей // *Изв. вузов. Химия и хим. технология.* 2021. Т. 64. Вып. 1. С. 85–92.
  22. *Захаров М.К.* Анализ затрат теплоты и внутреннего энергосбережения при ректификации // *Химическая технология.* 2020. Т. 21. № 1. С. 41.
  23. *Захаров М.К., Бойчук А.А.* Выбор оптимального варианта разделения многокомпонентных смесей с учетом внутреннего энергосбережения в колоннах // *Тонкие химические технологии.* 2018. Т. 13. № 3. С. 23.
  24. *Zakharov M.K., Boichuk A.A.* Influence of internal energy saving on selection of optimal scheme of heating for mixture separation in fractionating column // *Chem. Petrol. Eng.* 2019. V. 54. № 11–12. P. 901–909.