ВНУТРЕННЕЕ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ В РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОННАХ С ДИСКРЕТНЫМ И НЕПРЕРЫВНЫМ КОНТАКТОМ ФАЗ

М.К. Захаров, Н.В. Лобанов[@]

Кафедра процессов и аппаратов химических технологий им. Н.И. Гельперина,
Московский технологический университет (Институт тонких химических технологий),
Москва, 119571 Россия

[@] Автор для переписки, e-mail: Lnw94@yandex.ru

Проанализированы перспективные способы экономии затрат теплоты при ректификации жидких смесей. Подробно рассмотрено явление внутреннего энергосбережения на теоретических тарелках. Показано, что оно зависит от числа теоретических тарелок в укрепляющей и отгонной частях колонны, а также от агрегатного состояния исходной смеси. Исследованы процессы тепломассообмена на реальных тарелках с различными значениями КПД. Выделены блоки реальных тарелок, эквивалентные одной теоретической ступени, т.е. в которых уходящие потоки жидкости и пара равновесны. По аналогии с этим рассмотрен тепломассообмен в аппаратах с непрерывным контактом фаз с высотой слоя, обеспечивающей одну теоретическую тарелку. Доказано, что в насадочных ректификационных колоннах и в колоннах с реальными тарелками внутреннее энергосбережение также зависит от числа теоретических тарелок и агрегатного состояния исходной смеси.

Ключевые слова: ректификация, энергосбережение, внутреннее энергосбережение, теоретическая тарелка, реальная тарелка.

INTERNAL ENERGY SAVING IN DISTILLATION COLUMNS WITH REAL PLATES AND IN FILLED DISTILLATION COLUMNS

M.K. Zakharov, N.V. Lobanov[@]

Moscow Technological University (Institute of Fine Chemical Technologies),
Moscow, 119571 Russia

[@] Corresponding author e-mail: Lnw94@yandex.ru

Perspective ways of power saving in the distillation of liquid mixtures are considered. The phenomenon of internal energy saving on theoretical plates is considered in detail. As shown in this article, the phenomenon depends on the number of theoretical plates in the rectifying and stripping sections of the column and also on the aggregative state of the feed mixture. The processes of heat and mass transfer on real plates with various values of efficiency factor are considered. Blocks of real plates equivalent to one theoretical stage, that is, blocks where the leaving flows of the liquid and vapor are in equilibrium, are isolated. Analogically, heat and mass transfer in apparatuses with a continuous phase contact having a layer height providing one theoretical plate is considered. It is proved that internal energy saving in filled rectifying columns with real plates also depends on the number of theoretical plates and the aggregative state of the initial mixture.

Keywords: distillation, energy saving, internal energy saving, theoretical stage, real stage.

Затраты теплоты при ректификации бинарных и многокомпонентных смесей зачастую превышают теплоту их испарения, иногда в несколько раз. Это имеет место при малой разделяемости смеси (малой относительной летучести компонентов разделяемой смеси) и высокой степени чистоты получаемых продуктов разделения. Проблема энергосбережения при ректификации таких смесей становится особенно актуальной. Для уменьшения затрат теплоты при разделении жидких смесей методом ректификации применяют различные способы внешнего энергосбережения [1–6].

Перспективны энергосберегающие варианты организации процессов ректификации, сочетающие принципы обратимой ректификации и теплового насоса [7–9]. Схема организации работы такой колонны приведена на рис. 1.

По аналогии с многокорпусной выпарной установкой предложены [10–12] различные варианты многоколонной (двухколонной) ректификации при обогреве последующей колонны парами, выводимыми сверху предыдущей, возможном при работе колонн с разными давлениями. В этих же работах приведены результаты расчетов суммарных энергетических затрат, анализ которых показал, что экономия затрат при использовании двухколонной ректификации составляет всего около 20% в отличие от экономии порядка 90% при двухкорпусном выпаривании.

Такой неожиданный результат побудил авторов этой статьи к поиску причин такого разительного отличия. Как выяснилось в ходе дальнейших исследований, результирующий эффект энергосбережения определяется не только разного рода рекуперацией теплоты, включая вариант использования теплоты парового потока из одной колонны для обогрева другой, но и эффективностью использования парового потока в ректификационной колонне. Это явление названо нами [13] **внутренним энергосбережением**.

Рис. 1. Вариант организации процесса ректификации, сочетающий принципы обратимой ректификации и теплового насоса.

Внутреннее энергосбережение в ректификационной колонне

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 вышерасположенной 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 и снова участвует в теплообмене. За счет совмещенных процессов теплообмена на тарелках колонны (конденсация пара и испарение жидкости) и **сопутствующего массообмена** (изменение состава пара и его температуры) создаются уникальные условия для многократной (по числу тарелок в колонне) «работы» пара, поднимающегося по колонне вверх [13, 14]. Это, очевидно, обеспечивает значительно большее энергосбережение, чем, например, при выпаривании в двух- или трехкорпусной выпарной установке.

Анализ тепломассообмена на **теоретических** тарелках ректификационных колонн, выполненный в [13] с помощью диаграмм $t-x$, y и $y-x$, показал, что внутреннее энергосбережение на тарелках укрепляющей части колонны зависит от потока флегмы или, другими словами, от флегмового числа. С увеличением флегмового числа внутреннее энергосбережение на тарелках повышается. Следует отметить, что затраты теплоты при ректификации с полным орошением ($R = \infty$) на единицу дистиллята и, соответственно, на единицу разделяемой исходной смеси, естественно, равны бесконечности. Поэтому специально **увеличивать флегмовое число** по всей колонне с целью приближения к максимальному энергосбережению **не рекомендуется**. Тем не менее, если за счет отбора теплоты (с последующим ее использованием) от циркулирующего потока жидкости (циркуляционное орошение) происходит увеличение жидкостного потока в укрепляющей колонне, то это приводит к увеличению энергосберегающего эффекта и в самой колонне [15, 16]. Такой способ энергосбережения достаточно широко применяется при разделении нефти методом ректификации [17] и в других случаях.

В отгонной части колонны поток жидкости $L' = L + L_i$ больше парового потока V . На каждой тарелке конденсируется пар, испаря лишь часть поступающей на тарелку жидкости. С точки зрения энергосбережения важно, что на тарелках отгонной колонны при $V < L'$ процесс тепломассообмена определяется величиной парового потока. Поэтому в отгонной колонне энергосбережение максимальное, оно принимается равным 1.

При постоянных по высоте потоках пара и жидкости количественно оценить внутреннее энергосбережение в колонне в случае подачи в колонну исходной смеси при температуре кипения можно по формуле:

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

где R – флегмовое число, n_y и n_o – числа теоретических тарелок в укрепляющей и отгонной частях колонн соответственно.

Естественно, чем больше внутреннее энергосбережение при ректификации, тем меньше затраты теплоты в кипятильнике ректификационной колонны. Отсутствие какого-либо энергосбережения при разделении смесей методом дистилляции делает его значительно более энергоемким, чем в случае ректификации [18].

Тепломассообмен на **теоретической** тарелке (с номером n) может быть рассмотрен и в диаграмме энтальпия – состав (рис. 2). По оси абсцисс здесь представлены составы жидкости x и пара y , а по оси ординат – энтальпии жидкости i и пара h , а также равноразмерные им величины Q_k/L_o и $Q_{\text{конд}}/D$, отражающие затраты теплоты в кубе и ее отвод в конденсаторе. Здесь L_o , D – потоки нижнего и верхнего продуктов разделения соответственно. Лучи, проходящие через полюс S^a для укрепляющей колонны и S^b – для отгонной, соединяют рабочие (сопряженные) составы жидкости и пара, встречающиеся в любом сечении аппарата. Штриховыми линиями показаны ноды (коноды), соединяющие равновесные составы жидкости и пара.

Рис. 2. Тепломассообмен на теоретических тарелках в энтальпийной диаграмме.

Точка C_y , характеризующая фиктивную смесь входящих на n -ую тарелку жидкости состава x_{n-1} и пара состава y_n , расположена в области парожидкостной смеси ближе к линии насыщенного пара, чем к кипящей жидкости. Это значит, что жидкости в этой смеси меньше, чем пара. Полученный в процессе тепломассообмена на тарелке парового потока состава y_{n-1} будет также больше, чем уходящий с нее поток жидкости состава x_n . Меньший жидкостной поток лимитирует процесс теплообмена (а вместе с ним и массообмена) на всех тарелках укрепляющей колонны. На тарелках **отгонной** колонны, напротив, точка C_o расположена ближе к линии кипящей жидкости, то есть доля парового потока (от суммарного прихода и ухода потоков жидкости и пара) всегда меньше доли жидкостного. На теоретической тарелке поток передаваемой от пара теплоты к жидкости, в соответствии с тепловым балансом отдельно взятой тарелки, определяется наименьшим потоком. В **укрепляющей** колонне – отношением потоков жидкости L и пара V , или $\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1}$. В случаях непостоянного отношения потоков жидкости L и пара V среднее по колонне внутреннее энергосбережение (**коэффициент использования пара**) можно рассчитать по уточненной формуле:

$$\mathcal{E}_H = \frac{\sum_{i=2}^{n_y} \left(\frac{L_{i-1}}{V_{i+1}} \right) + n_o}{n_y + n_o} \quad (2)$$

В формуле (2) произведение $\frac{R}{R+1}$ на n_y в формуле (1) заменено суммой коэффициентов использования пара на тарелках укрепляющей колонны, которая равна $\sum_{n=2}^{n_y} \frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}$. Суммирование отношений потоков жидкости и пара начинается со 2-ой тарелки. Дело в том, что первой тарелкой в спецификации компьютерных расчетов считается полный конденсатор, в котором вся выделяющаяся при конденсации пара теплота передается охлаждающему агенту и перестает участвовать в разделительном процессе. Отметим и тот факт, что при полной конденсации пара в конденсаторе получается жидкость того же состава без какого-либо разделительного эффекта.

При расчете внутреннего энергосбережения не учитывается и последняя (n -ая) тарелка, поскольку уходящий из кипятильника пар образуется за счет подвода теплоты в кипятильнике. Внутреннее энергосбережение начинается с «работы» пара на $(n-1)$ -ой тарелке. Таким образом, число «работающих» (энергосберегающих) тарелок на 2 меньше общего расчетного числа n , то есть равно $n-2$.

На тарелках отгонной колонны потоки теплоты от конденсирующегося пара к кипящей жидкости

определяются величиной парового потока. Здесь возможна максимальная энергетическая эффективность парового потока, т.е. его конденсация с отдачей теплоты на испарение доли жидкостного потока. Заметим, что на всех тарелках ректификационной колонны доли потоков, участвующих в тепломассообменных процессах, определяются температурой. Последняя, естественно, связана с составом балансовой парожидкостной смеси (точки C_y и C_o), который, в свою очередь, зависит от составов и величин потоков, поступающих на тарелку.

Цель данной работы состоит в том, чтобы показать, что в ректификационных колоннах с **реальными** тарелками и в аппаратах с непрерывным контактом фаз внутреннее энергосбережение также зависит от отношения потоков жидкости и пара и числа **теоретических** тарелок в колонне.

Анализ внутреннего энергосбережения был выполнен подробно для ректификационных колонн с реальными тарелками и на основе полученных результатов по аналогии – для аппаратов с непрерывным контактом фаз.

Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с реальными тарелками

Коэффициент полезного действия (КПД) реальных тарелок ректификационных колонн зависит как от свойств разделяемой смеси, так и от конструкции тарелок. Последняя должна обеспечить такой контакт между встречающимися паровым потоком с нижележащей тарелки и жидкостным потоком с вышележащей тарелки, при котором уходящие пар и жидкость смогли бы достичь состояния, максимально близкого к равновесию. Учитывая высокие коэффициенты теплоотдачи при конденсации пара и кипении жидкости, определяющей становится межфазная поверхность контакта фаз на отдельной тарелке. По приведенным в [19] данным, высота статического слоя жидкости, равная 40-50 мм, обеспечивает КПД колпачковой тарелки на уровне 90%. На величину КПД тарелки влияет, безусловно, и структура потоков на тарелке, и унос паровым потоком капель жидкости.

Изменение составов y_n и жидкости x_{n-1} , поступающих на n -ную реальную тарелку, представлено на рис. 3 стрелкой, не достигающей до линии равновесия. Уходящие с этой тарелки потоки пара (состава y_{n+1}) и жидкости (состава x_n) не достигают равновесия. КПД тарелок можно оценить как по концентрациям НКК в паре:

$$\eta^y = \frac{y_{n+1} - y_n}{y_n^p - y_n}, \quad (3)$$

так и по концентрациям НКК в жидкости:

$$\eta^x = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_{n-1}^p}. \quad (4)$$

Как правило, их численные значения несколько различаются из-за нелинейной равновесной зависимости.

Рис. 3. Линия баланса на реальной n -ой тарелке:
1 – линия равновесия, 2 – рабочая линия.

В общем случае КПД тарелки (ступени) зависит от пропускных способностей отдельных стадий процессов теплообмена и массообмена, которые определяются коэффициентами тепло- и массоотдачи в каждой из фаз, а также поверхностью контакта фаз (зависящей от физико-химических свойств потоков и конструкции контактных устройств).

Рассмотрим тепломассообмен на двух реальных тарелках с КПД $\eta = 50\%$ и сопутствующее ему внутреннее энергосбережение. На рис. 4а представлено изменение составов жидкости и пара на n и $n+1$ тарелках. Из-за недостижения равновесия на каждой реальной тарелке линии балансов не доходят до линии равновесия 1, а заканчиваются ранее на так называемой кинетической кривой 3 (рис. 4а). Методы расчета числа реальных тарелок с помощью кинетической кривой получили широкое распространение во второй половине XX века [20]. При оценке внутреннего энергосбережения важно, что входящие в контур из двух тарелок (на рис. 4б показан штриховой линией) жидкость состава x_{n-1} и пар состава y_{n+1} на выходе из контура становятся равновесными: y_{n-1} и x_{n+1} – точка на равновесной линии 1.

Это нетрудно доказать следующим: из материального баланса по НКК для отдельно взятой n -ой тарелки при постоянстве потоков жидкости L и пара V по высоте колонны (условие прямой рабочей линии):

$$Lx_{n-1} + Vy_n - Lx_n - Vy_{n+1} = 0.$$

Получаем

$$y_{n+1} - y_n = \frac{L}{V}(x_{n-1} - x_n). \quad (5)$$

Рис. 4. Составы паровой и жидкой фаз на реальных тарелках с КПД, равным 50%.

Аналогично для $(n+1)$ -ой тарелки имеем:

$$y_n - y_{n+1} = \frac{L}{V}(x_n - x_{n+1}). \quad (6)$$

Складывая формулы (5) и (6), получаем:

$$y_{n-1} - y_{n+1} = \frac{L}{V}(x_{n-1} - x_{n+1}). \quad (7)$$

Из (7) очевиден материальный баланс для контура, охватывающего n -ую и $(n+1)$ -ую тарелки:

$$V(y_{n-1} - y_{n+1}) = L(x_{n-1} - x_{n+1}).$$

или

$$Lx_{n-1} + Vy_{n+1} - Lx_{n+1} - Vy_{n-1} = 0.$$

Составы пара y_{n-1} и жидкости x_{n+1} на выходе из контура с двумя реальными тарелками с КПД = 50% будут равновесными при равной движущей силе в пределах одной теоретической ступени. Например, по фазе «у»: $y_{n-1} - y_{n+1} = y_{n-2} - y_n$ (см. рис. 4а).

Докажем это. Так, при КПД n -ой тарелки 50% имеем

$$y_{n-1} - y_n = 0.5(y_{n-2} - y_n).$$

Аналогично для $(n+1)$ -ой тарелки с КПД 50%:

$$y_n - y_{n+1} = 0.5(y_{n-1} - y_{n+1}).$$

После сложения левых и правых частей равенств имеем:

$$y_{n-1} - y_{n+1} = 0.5(y_{n-2} - y_n + y_{n-1} - y_{n+1})$$

или

$$y_{n-1} - y_{n+1} = 0.5(y_{n-1} - y_{n+1}) + 0.5(y_{n-2} - y_n),$$

откуда следует

$$y_{n-1} - y_{n+1} = y_{n-2} - y_n.$$

Когда мы наблюдаем увеличение движущей силы в пределах одной теоретической ступени ($y_{n-2} - y_n > y_{n-1} - y_{n+1}$), равновесные составы пара y_{n-1} и жидкости x_{n+1} имеют место при КПД $(n+1)$ -ой тарелки – 50% и КПД n -ой тарелки – меньше 50% (~44%) (см. рис. 5). При уменьшающейся движущей силе картина будет противоположной.

Рис. 5. Составы паровой и жидкой фаз на реальных тарелках с переменной движущей силой в пределах одной теоретической ступени.

При работе реальных тарелок с КПД $\eta = 33.3\%$ результирующий эффект одной теоретической тарелки при одинаковой движущей силе в ее пределах обеспечивается в контуре из трех тарелок, а кинетическая линия 3 располагается ближе к рабочей линии 2, нежели к равновесной линии 1 (рис. 6а). Здесь увеличение концентрации НКК в паровом потоке на одной теоретической тарелке равно разности составов выходящего из блока пара y_{n-2} и входящего в него пара y_{n+1} .

Рис. 6. Составы паровой и жидкой фаз на реальных тарелках с КПД на уровне 33.3%.

Внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с непрерывным контактом фаз

При противоточном непрерывном контакте пара и жидкости в аппаратах пленочного типа и насадочных колоннах составы взаимодействующих потоков изменяются непрерывно. Тепломассообмен на элементарной поверхности контакта может быть представлен в виде бесконечно малой величины стрелкой

Рис. 7. Изменение составов жидкости и пара при непрерывном противотоке фаз:
1 – линия равновесия, 2 – рабочая линия.

Заключение

Внутреннее энергосбережение в реальных ректификационных колоннах любого типа зависит от отношения потоков жидкости и пара по колонне и числа **теоретических** тарелок в укрепляющей и от-

(на рис. 7 она утрированно увеличена). Результирующий эффект тепломассообмена одной **теоретической тарелки** (увеличение концентрации НКК в паре на величину $y_p - y$) обеспечивается в противоточных ректификационных насадочных (и пленочных тоже) колоннах на участке **высотой, эквивалентной теоретической тарелке** (ВЭТТ). Внутреннее энергосбережение и в этом случае зависит от отношения жидкостного и парового потоков в укрепляющей секции и числа **теоретических** тарелок в секциях колонны.

гонной частях колонны. Оно также зависит от энергетического уровня исходной смеси на входе в колонну [15]. Количественная оценка внутреннего энергосбережения (коэффициента использования парового потока) в колонне может быть рассчитана по формулам (1) и (2) и по формулам, приведенным в [15].

Список литературы:

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. Под ред. Л.А. Серафимова. В 2-х т. М.: Химия, 2004.
3. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation // J. Natural Gas Sci. and Eng. 2011. doi: 10.1016 / j.ngse.2011.06.002
4. Jang D.J., Kim Y.H. A new horizontal distillation for energy saving with a diabatic rectangular column // Korean J. Chem. Eng. 2015. V. 32. № 11. P. 2181–2186.

References:

1. Zakharov M.K. Energy saving ways used in high energy technological processes // Technologiinefti i gaza (Oil and gas technologies). 2006. № 1. P. 63–72. (in Russ.).
2. Komissarov Yu.A., Gordeev L.S., Vent D.P. Scientific basements of distillation processes // Ed. by L.A. Serafimov. In 2 vol. M.: Khimiya Publ., 2004. (in Russ.).
3. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation // J. Natural Gas Sci. and Eng. 2011. doi: 10.1016 / j.ngse.2011.06.002
4. Jang D.J., Kim Y.H. A new horizontal distillation for energy saving with a diabatic rectangular column // Korean J. Chem. Eng. 2015. V. 32. № 11. P. 2181–2186.

5. Тимошенко А.В., Анохина Е.А. Энергосберегающая ректификация многокомпонентных смесей в сложных колоннах с боковыми отборами // Хим. пром. 2002. № 5. С. 3–6.
6. Ziyatdinov N.N., Ostrovskii G.M., Emel'yanov I.I. Designing a heat exchange system upon the reconstruction and synthesis of optimal systems of distillation columns // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2016. V. 50. № 2. P. 178–187.
7. Nakaiwa M., Ohmori T. Process intensification for energy savings through concept of «detuning» from ideal state // Synthesiology. 2009. V. 2. № 1. P. 51–59.
8. 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.
9. Kim Y.H. Energy saving and thermodynamic efficiency of a double-effect distillation column using internal heat integration // Korean J. Chem. Eng. 2012. V. 29. № 12. P. 1680–1687.
10. Захаров М.К., Моисеева Е.Д. Многоколонная ректификация как способ энергосбережения при разделении зеотропных бинарных смесей // Хим. пром. 2003. № 9. С. 35–42.
11. 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.
12. Saxena N., Mali N., Satpute S. Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation // Indian Academy of Sciences. 2017. V. 42. № 1. P. 119–128.
13. Захаров М.К. Анализ энергосбережения в процессах ректификации // Хим. технология. 2008. Т. 9. № 4. С. 177–182.
14. Львов С.В. К вопросу о зависимости расхода энергии на ректификацию от физического состояния (энергетического уровня) исходной смеси // В кн. Физико-химические основы ректификации. Под ред. С.В. Львова. М.: МИТХТ, 1970. С. 292–300.
15. Захаров М.К. Энергетическая эффективность процесса ректификации // Тонкие химические технологии. 2015. Т. 10. № 1. С. 29–33.
16. Anokhina E., Timoshenko A. Criterion of the energy effectiveness of extractive distillation in the partially thermally coupled columns // Chemical Engineering Research and Design. 2015. № 99. P. 165–175.
17. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник. М.: Издательский центр РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2012. 726 с.
18. Захаров М.К., Мартынова М.М., Прусаченкова М.И. Сравнение затрат теплоты при разделении бинарных смесей методом дистилляции и ректификации // Хим. пром. 2002. № 5. С. 3–6.
5. Timoshenko A.V., Anokhina E.A. Energy-saving distillation of multicomponent mixtures in complex columns with side selection // Khimicheskaya promyshlennost' (Chemical Industry). 2002. № 5. P. 3–6. (in Russ.).
6. Ziyatdinov N.N., Ostrovskii G.M., Emel'yanov I.I. Designing a heat exchange system upon the reconstruction and synthesis of optimal systems of distillation columns // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2016. V. 50. № 2. P. 178–187.
7. Nakaiwa M., Ohmori T. Process intensification for energy savings through concept of «detuning» from ideal state // Synthesiology. 2009. V. 2. № 1. P. 51–59.
8. 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.
9. Kim Y.H. Energy saving and thermodynamic efficiency of a double-effect distillation column using internal heat integration // Korean J. Chem. Eng. 2012. V. 29. № 12. P. 1680–1687.
10. Zakharov M.K., Moiseeva E.D. Multicolumn distillation as a way to save energy during separation of zeotropic binary mixtures // Khimicheskaya promyshlennost' (Chemical Industry). 2003. № 9. P. 35–42. (in Russ.).
11. 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.
12. Saxena N., Mali N., Satpute S. Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation // Indian Academy of Sciences. 2017. V. 42. № 1. P. 119–128.
13. Zakharov M.K. Energy-saving analysis in distillation processes // Khimicheskaya tekhnologiya (Chemical Technology). 2008. V. 9. № 4. P. 177–182. (in Russ.).
14. L'vov S.V. About distillation energy consumption dependence on initial mixture's physical state (energy level) // In book: Fiziko-khimicheskie osnovy rektifikatsii (Physico-chemical basements of distillation) / Ed. by S.V. L'vov. M.: MITHT, 1970. P. 292–300. (in Russ.).
15. Zakharov M.K. Energy efficiency of distillation process // Tonkie khimicheskie tekhnologii (Fine Chem. Technol.). 2015. V. 10. № 1. P. 29–33. (in Russ.).
16. Anokhina E., Timoshenko A. Criterion of the energy effectiveness of extractive distillation in the partially thermally coupled columns // Chemical Engineering Research and Design. 2015. № 99. P. 165–175.
17. Skoblo A.I., Molokanov Yu.K., Vladimirov A.I., Schelkunov V.A. Processes and apparatus of oil and gas processing and chemistry. Textbook. M.: Izdatelsky tsentr RGU nefi i gaza im. I.M. Gubkina (RGUNG named after Gubkin's Publish Center), 2012. 726 p. (in Russ.).

кации// Хим. технология. 2017. Т. 18. № 1. С. 43–47.

19. Боярчук П.Г., Гольберг Ю.Е., Серафимов Л.А. Влияние глубины барботажного слоя на эффективность колпачковой ректификационной тарелки // Химия и технология топлив и масел. 1968. № 5. С. 41–44.

20. Касаткин А.Г., Плановский А.Н., Чехов О.С. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. М.: Стандартгиз, 1961. 80 с.

18. Zakharov M.K., Martynova M.M., Prusachenkova M.I. Energy consumption comparison of distillation and rectification during separation of binary mixtures // Khimicheskaya tekhnologiya (Chemical Technology). 2017. V. 18. № 1. P. 43–47 (in Russ.).

19. Boyarchuk P.G., Golberg Yu.E., Serafimov L.A. Bubbling layer depth's influence on bubble-cap tray efficiency // Khimiya i tekhnologiya topliv i masel (Fuel and Oil Chemistry and Technology). 1968. № 5. P. 41–44. (in Russ.).

20. Kasatkin A.G., Planovskiy A.N., Chekhov O.S. Calculation of distillation and absorption plate apparatus. M: Standartgiz (State Standard Publishing Center), 1961. 80 p. (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 ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).

Лобанов Николай Валерьевич, студент Института тонких химических технологий ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).