

СРАВНЕНИЕ СПОСОБОВ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ ЖИДКИХ СМЕСЕЙ**М.К. Захаров, Ю.А. Писаренко, О.И. Сычева**

Михаил Константинович Захаров

Кафедра процессов и аппаратов химических технологий им. Н.И. Гельперина, МИРЭА–Российский технологический университет, Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова, просп. Вернадского, 86, Москва, Российская Федерация, 119571

E-mail: mkzakharov@gmail.com

Юрий Андрианович Писаренко, Оксана Игоревна Сычева*

Кафедра основного органического синтеза, МИРЭА–Российский технологический университет, Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова, просп. Вернадского, 86, Москва, Российская Федерация, 119571

E-mail: pisarenko_yu@mail.ru, soi@vniios-n.ru*

Проведен анализ и обзор научной литературы по способам и подходам к энергосбережению в ректификации, как одном из наиболее энергоемких процессов разделения бинарных и многокомпонентных смесей. Выделены направления научной литературы, показывающие актуальность метода термодинамической оценки процессов разделения. Выполнен сравнительный анализ различных способов энергосбережения при разделении жидких бинарных смесей методом ректификации (в качестве примера была выбрана бинарная смесь бензол-толуол). Рассматривалась обычная ректификационная колонна, колонна с тепловым насосом и колонна с тепло-интеграцией. В результате расчетного эксперимента для каждого варианта, выполненного с помощью программного комплекса Aspen Plus, определены оптимальные параметры колонны – общее число тарелок и положение тарелки питания, в качестве целевой функции были приняты затраты теплоты в кубе колонны. Также показано, что при одинаковых характеристиках колонн наилучшим способом организации процесса для разделения выбранной смеси является сжатие парового потока из укрепляющей части колонны с последующим его использованием в кипятильнике отгонной части по принципу теплового насоса. Установлено расчетным экспериментом, что теплоинтеграция, осуществляемая путем сжатия пара из укрепляющей секции колонны, и подачи его в отгонную секцию дает значительно меньшее энергосбережение. Проведен расчет внутреннего энергосбережения по ректификационной колонне и показано, что распределенный отвод теплоты с тарелок укрепляющей части колонны и подвод этой теплоты к тарелкам отгонной снижает внутреннее энергосбережение и приводит к дополнительному увеличению затрат теплоты в кипятильнике.

Ключевые слова: внутреннее энергосбережение, обратимая ректификация, теплоинтеграция, тепловой насос

COMPARISON OF ENERGY SAVING METHODS FOR DISTILLATION OF LIQUID MIXTURES**M.K. Zakharov, Yu.A. Pisarenko, O.I. Sycheva**

Mikhail K. Zakharov

Department of Processes and Devices of Chemical Technologies named after N.I. Galperin, MIREA-Russian Technological University, Institute of Fine Chemical Technologies named after M.V. Lomonosov, Vernadsky ave., 86, Moscow, 119571, Russia

E-mail: mkzakharov@gmail.com

Yuri A. Pisarenko, Oksana I. Sycheva*

Department of General Organic Synthesis, MIREA-Russian Technological University, Institute of Fine Chemical Technologies named after M.V. Lomonosov, Vernadsky ave., 86, Moscow, 119571, Russia

E-mail: pisarenko_yu@mail.ru, soi@vniios-n.ru*

The analysis and review of the scientific literature on methods and approaches to energy saving in distillation, as one of the most energy-intensive processes for the separation of binary and multicomponent mixtures was carried out. Directions of the scientific literature are highlighted, showing the relevance of the thermodynamic method assessment of separation processes. A comparative analysis of various methods of energy conservation in the separation of liquid binary mixtures by the distillation method is performed (a binary mixture of benzene-toluene was chosen as an example). A conventional distillation column as well as a column with a heat pump and a column with heat integration were considered. As a result of the calculation experiment for each option performed using the Aspen Plus software package the optimal column parameters were determined - the total number of stages and the position of feed stage. The heat consumption in the column boiler was taken as the objective function. It is also shown that with the same characteristics of the columns, the best way to organize the process for separating the selected mixture is to compress the steam stream from rectifying profile of the column with its subsequent use in the boiler of the stripping profile according to the principle of a heat pump. It was established by a calculation experiment that heat integration by compressing steam from rectifying profile of the column and supplying it to the stripping profile gives significantly less energy saving. The calculation of internal energy saving by distillation column was carried out and it was shown that the distributed heat removal from the plates of the rectifying profile of the column and the supply of this heat to the stripping profile plates reduces internal energy saving and leads to an additional increase in heat consumption in the boiler.

Key words: internal energy saving, reversible distillation, heat integration, heat pump

Для цитирования:

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

For citation:

Zakharov M.K., Pisarenko Yu.A., Sycheva O.I. Comparison of energy saving methods for distillation of liquid mixtures. *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.* [ChemChemTech], 2021. V. 64. N 1. P. 85–92

ВВЕДЕНИЕ

Процессы перегонки (дистилляция и ректификация) наряду с выпариванием и сушкой относятся к числу наиболее энергоемких. Последнее связано с необходимостью испарять один или несколько компонентов смеси, затрачивая при этом энергию, соответствующую, как минимум, теплоте парообразования.

С целью уменьшения затрат теплоты на разделение жидких смесей ректификацией применяют различные способы энергосбережения [1-12]:

– приближение к термодинамически обратимому процессу путем полного или частичного связывания тепловых потоков двух и более колонн, а также за счет отвода теплоты с тарелок укрепляющей части колонны и подвода теплоты к отгонной [2-5, 8-11];

– использование низкопотенциальных тепловых потоков путем реализации принципа теплового насоса;

– создание условий для повышенного внутреннего энергосбережения в ректификационных колоннах [7, 12].

Каждый из способов позволяет сократить затраты на разделение.

ОБРАТИМАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

Первый теоретический подход к энергосбережению в ректификации отражен в исследованиях, выполненных в середине XX века. Именно в этот период вводится понятие обратимая ректификация. Авторы [13-14] дают определение – при обычной адиабатической ректификации в колоннах конечной протяженности в каждом сечении имеет место неравновесность между паром, поднимающимся с нижележащей ступени контакта, и жидкостью, стекающей с вышележащей ступени. Если равновесие фаз имеет место в каждом сечении колонны любого типа, то процесс термодинамически обратимый. Бенедикт [14] определил ректификацию как потенциально обратимый процесс. Фоньо [15] перечислил условия, при которых ректификация может быть названа обратимой:

– число ступеней разделения в колонне бесконечно;

– отвод бесконечно малых количеств тепла из промежуточных сечений укрепляющей секции колонны и подвод бесконечно малых количеств тепла к промежуточным сечениям отгонной секции обеспечивает наличие фазового равновесия вдоль всей колонны.

– в каждой секции колонны может быть полностью выделен только один компонент. Последнее означает, что тяжелокипящий компонент может быть полностью выделен из продукта, отбираемого из верхней части колонны, а легколетучий – из кубового продукта.

– в сечениях колонны, где наблюдается истощение ключевых компонентов, величины потоков флегмы и пара не могут быть равны нулю, и равновесные составы этих потоков не могут быть получены простой конденсацией или испарением, а только при дополнительном использовании ректификации.

– перепад давления по колонне, содержащей бесконечное число тарелок, является бесконечно малым.

Из вышесказанного ясно, что на практике реализовать все условия не представляется возможным, поэтому удастся лишь приблизиться к обратимому процессу, выполняя только некоторые из них. В дальнейшей своей работе Фонько предложил ряд более эффективных направлений уменьшения теплотрат приближением процесса к обратимому:

– использование теплового насоса в промежуточной зоне колонны, который теплоту из укрепляющей части переносит в отгонную часть колонны;

– организация дополнительного ввода питания и зон отбора продуктов, с целью уменьшить необратимости в этих зонах (зонах смешения потоков);

– применение колонн со стенкой;

– применение схем ректификации с обратимым смешением потоков.

В этих вариантах организации процесса распределение теплоты происходит не в промежуточных точках, а по всей высоте колонны [16].

В общем, для организации режима обратной ректификации необходимо при использовании тарельчатых колонн в исчерпывающей секции колонны на каждую тарелку подавать необходимое количество теплоты, а с каждой тарелки укрепляющей секции отводить определенное количество теплоты. Таким образом тепловой поток по колонне изменяется от тарелки к тарелке. Соответственно, вместо одновременного отвода тепла в конденсаторе, оно отводится с каждой тарелки укрепляющей части [16].

Наряду с исследованиями Фонько обратимый процесс изучал Петлюк [13], который рассматривал закономерности расположения траекто-

рий обратной ректификации, причины возникновения необратимости, условия осуществимости процесса обратной ректификации. На основе анализа схем разделения бинарных и трехкомпонентных смесей Петлюк предложил оптимальный вариант организации разделения, который позволяет избежать необратимостей при смешении потоков, названный колонной Петлюка [13]. Автор рассматривал комплексы со связанными тепловыми потоками и частный случай – с обратимым смешением потоков.

На практике могут быть реализованы лишь некоторые свойства обратной ректификации, которые позволяют сократить энергозатраты.

ТЕПЛОВЫЕ НАСОСЫ

Реализация принципа теплового насоса путем сжатия пара низкого давления широко известна и позволяет существенно уменьшить энергозатраты. Повышение давления паров сопровождается ростом температуры конденсации и становится возможным использовать теплоту их конденсации для испарения того же рабочего тела с более низкой температурой кипения. Затраты энергии на сжатие паров почти на порядок меньше, нежели на производство пара высокого потенциала. Оптимальная схема ректификационной установки с тепловым насосом [19] представлена на рис. 1.

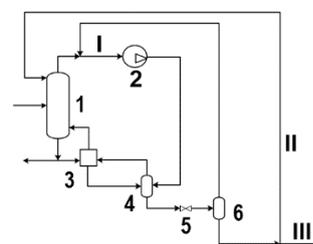


Рис. 1. Схема ректификационной колонны с тепловым насосом: 1 – ректификационная колонна; 2 – турбокомпрессор; 3 – кипятильник колонны; 4, 6 – сепаратор; 5 – дроссель; I – паровой поток из ректификационной колонны; II – поток флегмы; III – продукт дистиллята

Fig. 1. Diagram of a distillation column with a heat pump: 1 - rectification column; 2 - turbocharger; 3 - column boiler; 4, 6 - separator; 5 - choke; I - steam flow from the distillation column; II - the reflux flow; III - distillate product

Паровой поток I, выходящий из ректификационной колонны 1, сжимается в турбокомпрессоре 2. Перегретый пар после сжатия в компрессоре проходит через сепаратор высокого давления 4, где доводится до насыщенного состояния и конденсируется в кипятильнике 3. Выделяющаяся при конденсации теплота расходуется на испарение кубовой жидкости для создания парового потока по

колонне. В качестве флегмы II в колонну подается конденсат, а образующийся при его дросселировании (вентилем 5) пар или парожидкостная смесь (в зависимости от доли образующегося пара и флегмового числа колонны) отводится в виде верхнего продукта III.

Применение в ректификационных установках тепловых насосов с большой разностью температур кипения верхнего и нижнего продуктов может оказаться малоэффективным, поскольку требуется высокая степень сжатия паров в компрессоре, а, следовательно, и большие затраты энергии в нем. В таком случае применяют схему с использованием промежуточного кипятильника на одной из тарелок отгонной колонны, создающего дополнительный паровой поток к потоку пара, образующемуся в основном кипятильнике. Очевидно, что эта схема выгодна в случае, когда дополнительный поток пара превышает основной – из кипятильника [1, 12].

АНАЛИЗ ВНУТРЕННЕГО ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ И СПОСОБЫ СНИЖЕНИЯ ЗАТРАТ ТЕПЛОТЫ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ

При сравнении процессов разделения жидких смесей наилучшей с точки зрения затрат теплоты является простая дистилляция – полученный паровой поток сразу выводится из аппарата [18]. В отличие от дистилляции в процессах ректификации за счет одновременно протекающих процессов теплообмена на тарелках колонны (конденсация на каждой тарелке парового потока, поступающего с нижележащей тарелки, и за счет выделяющейся при этом теплоты – испарение жидкости, стекающей с вышележащей тарелки и сопутствующего ему массообмена (изменения 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 [12, 19-21] внутренним энергосбережением. Отметим, что внутреннее энергосбережение в ректификационных колоннах с большим числом ступеней, очевидно, значительно больше, чем, энергосбережение при выпаривании растворов солей в двух- или трехкорпусной выпарной установке.

Внутреннее энергосбережение на тарелках укрепляющей колонны определяется отношением жидкостного потока L к паровому потоку V , а при допущении постоянства L/V выражением $R/(R+1)$. На тарелках отгонной колонны жидкостные потоки всегда больше паровых, поэтому весь пар может конденсироваться, производя новый поток пара иного состава. Внутреннее энергосбережение

при этом максимально и принято равным единице.

С учетом числа тарелок в укрепляющей n_y и отгонной n_o частях колонны, при подаче исходной смеси при температуре кипения, внутреннее энергосбережение (среднее по колонне) рассчитано по формуле [12, 19-21]:

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

Видно, что энергосбережение увеличивается при увеличении доли числа тарелок в отгонной секции колонны и рабочего флегмового числа R . Число тарелок в секциях определяется требуемой чистотой верхнего и нижнего продуктов разделения, а рабочее флегмовое число должно отвечать технико-экономическому расчету с минимальными суммарными затратами. Даже при необходимости соблюдения таких жестких требований к работе колонны, с помощью теории внутреннего энергосбережения при ректификации бинарных смесей найдены способы снижения затрат тепловой энергии [21].

РАСЧЕТНЫЙ ЭКСПЕРИМЕНТ

Для определения оптимального и наименее энергозатратного варианта ректификации проведен расчетный эксперимент с помощью программного комплекса Aspen One® V9.0, при котором рассматривали три варианта организации процесса разделения бинарной смеси. В каждом из вариантов в ректификационную колонну в качестве питания подавали 10 т/ч (0,0326 кмоль/с) смеси бензол – толуол эквимолярного состава при температуре кипения и атмосферном давлении. Качество продуктов бензол – 99,9% масс., толуол – 99,9% масс. Для каждого варианта были определены оптимальные: общее число тарелок и положение тарелки питания с помощью программного комплекса Aspen One® V9.0. Таким образом, в каждом из вариантов сравниваются колонны с оптимальным числом тарелок и положением тарелки питания. В качестве целевой функции для оптимизации приняли затраты теплоты в кубе ректификационной колонны.

1. Обычная ректификационная установка (рис. 2)

Первый вариант представляет собой обычную ректификационную установку. Колонна 1 имеет 30 теоретических тарелок, поток питания (I) подают на 15 тарелку. Колонна снабжена конденсатором 2 и кипятильником 3.

Продукты разделения бензол 99,9% масс. выделяется сверху колонны (поток III), а толуол 99,9% масс. – в нижней части колонны (поток IV).

В результате проведенного расчета был определен необходимый подвод теплоты $Q_{\text{кип.}} = 1316 \text{ кВт}$

для проведения процесса разделения и получения продуктовых потоков заданного качества. Поток пара из кипятильника равен 0,0395 кмоль/с.

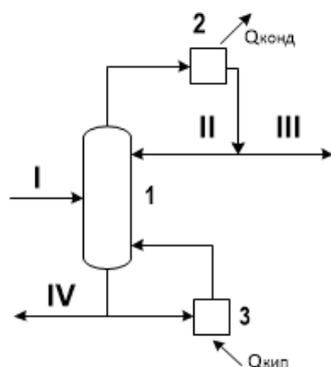


Рис. 2. Схема традиционной ректификационной колонны: 1 – ректификационная колонна; 2 – конденсатор колонны; 3 – кипятильник колонны; I – поток питания; II – поток флегмы; III – продукт дистиллята; IV – кубовый продукт; Q_{кип} – количество теплоты, подводимой в кипятильник колонны; Q_{конд} – количество теплоты, отводимой от конденсатора колонны

Fig. 2. Scheme of a traditional distillation column: 1 - rectification column; 2 - column condenser; 3 - column boiler; I - power flow; II - reflux flow; III - distillate product; IV - vat product; Q_{boil} - the amount of heat supplied to the column boiler; Q_{cond} - the amount of heat removed from the column condenser

2. Ректификационная колонна с тепловым насосом

В качестве второго варианта рассматривалась схема с использованием теплового насоса. Здесь (рис. 1) поток питания I, как и в варианте 1, поступает на 15 тарелку из 30. Поток пара из верхней части колонны поступает в компрессор 2, где сжимается и направляется в сепаратор высокого давления 4. Поток перегретого после сжатия в компрессоре пара доводится до насыщенного состояния и поступает в кипятильник колонны 3, отдавая теплоту конденсации. Затем конденсат возвращается в сепаратор 4.

Нижний поток из сепаратора 4 после дросселя 5 поступает в сепаратор низкого давления 6, откуда пар возвращается на вход в компрессор, а жидкий поток разделяется на продуктовый – бензол чистотой 99,9% масс., и флегму – на орошение колонны. Продуктовый поток толуола VI чистотой 99,9% выделяется в кубе колонны.

Затраты электроэнергии в компрессоре при сжатии пара составили $Q_K = 278,4$ кВт, а подвод теплоты в кипятильнике в этом случае отрицательный, то есть необходимо отводить теплоту в количестве 251,5 кВт. Избыточный паровой поток при использовании оптимального теплового насоса был теоретически обоснован нами ранее [17].

Суммарные затраты теплоты в этом случае с учетом повышенной цены электроэнергии по сравнению с тепловой составляют:

$$Q_{\Sigma} = Q_K + N_{\text{компр}} \cdot K = \\ = -251,5 + 278,4 \cdot 3,5 = 722,9 \text{ кВт} \quad (2)$$

Коэффициент K в формуле (2) нами принят равным 3,5. В зависимости от многих параметров (климатические условия, дальность источников электроэнергии и тепловой энергии в виде пара от места их потребления) этот коэффициент варьируется в интервале от 3 до 5 (коэффициент полезного действия паровых турбин порядка 30%). $N_{\text{компр}}$ – мощность компрессора теплового насоса.

Уменьшение затрат суммарных при использовании теплового насоса по сравнению с вариантом 1 составило 45%. Заметим, что с уменьшением разности температур кипения высококипящего и низкокипящего компонентов эффективность применения теплового насоса увеличивается по двум причинам:

- уменьшение степени сжатия в компрессоре и, соответственно, снижение потребляемой им мощности;

- увеличенные потоки пара из колонны при разделении близкикипящих компонентов дают возможность применять турбокомпрессоры, обладающие большим к. п. д. и не загрязняющие сжимаемый пар.

3. Схема ректификационной колонны с теплоинтеграцией

Для схемы с теплоинтеграцией с целью приближения к термодинамически обратимому процессу, рассматривали два варианта организации потоков:

3.1. Вся теплота парового потока после сжатия в компрессоре подается в кипятильник укрепляющей секции колонны 1/2. Жидкость из укрепляющей секции дросселируется в дросселе 4. Жидкость из сепаратора 5 подают на орошение отгонной секции колонны 1/1, а образовавшийся пар из сепаратора 5 направляется в компрессор 2 (рис. 3).

Вариант 3.1 с теплоинтеграцией рассмотрен нами лишь для сравнения с последующим вариантом, в котором теплоинтеграция совмещена с элементом обратимой ректификации – с распределенным отводом и подводом теплоты. Практически этот вариант нецелесообразен, ибо пар из отгонной секции может быть использован в укрепляющей без его сжатия – как это происходит при обычной ректификации.

Суммарные затраты в варианте 3.1 меньше, чем в варианте 1 на 20,6%, но почти в 1,5 раза больше, чем в варианте 2 с тепловым насосом.

Согласно проведенному расчету варианта 3.1 получается, что в куб необходимо подвести 429,7 кВт и 175,8 кВт тратится на сжатие пара. Если принять поправочный коэффициент $K = 3,5$, то суммарные затраты составят 1045 кВт против 722,9 кВт в схеме с тепловым насосом.

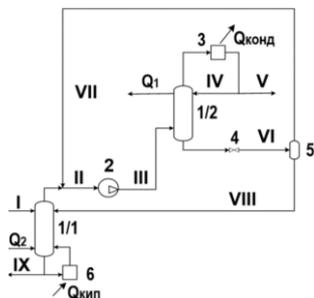


Рис. 3. Схема ректификационной колонны с теплоинтеграцией: 1/1-отгонная секция колонны; 1/2 – укрепляющая секция колонны; 2 – компрессор 3 – конденсатор колонны; 4 – дроссельный вентиль; 5 – сепаратор; 6 – кипятильник колонны; I – поток питания; II – поток пара сверху колонны; III – сжатый поток пара; IV – поток флегмы; V – продуктовый поток дистиллята; VI – сдросселированная жидкость из укрепляющей части; VII – поток пара на орошение в отгонную секцию; VIII – поток жидкости на орошение в отгонную секцию; IX – кубовый продукт; Q_1 – поток теплоты, отводимый из укрепляющей части; Q_2 – поток теплоты, подаваемый в отгонную часть

Fig. 3. Scheme of a distillation column with heat integration: 1/1-stripping section of the column; 1/2 - reinforcing section of the column; 2 - compressor 3 - column condenser; 4 - throttle valve; 5 - separator; 6 - column boiler; I - power flow; II - steam flow from above the column; III - compressed steam flow; IV - reflux flow; V - product stream of distillate; VI - throttled liquid from the reinforcing part; VII - steam flow for irrigation into the stripping section; VIII - the flow of liquid for irrigation into the distant section; IX - vat product; Q_1 - heat flow removed from the reinforcing part; Q_2 - heat flux supplied to the distillation section

3.2. Равномерное распределение теплоты по высоте колонны.

В варианте 3.2 рассмотрен равномерный отвод теплоты с тарелок укрепляющей секции колонны на тарелки отгонной секции.

Попытка уменьшить энергозатраты в варианте 3.2 путем осуществления теплоинтеграции на примере выбранной нами бинарной смеси дала отрицательный результат: суммарные затраты возросли до 1120 кВт. Безусловно, по сравнению с обычной ректификацией, вариант 3.2 обеспечивает энергосбережение на 14,9%. Но это энергосбережение в 3 раза меньше достигнутого при использовании теплового насоса.

Результаты расчета варианта 3.2 показывают, что в куб необходимо подвести 374,3 кВт тепловой энергии и 213,0 кВт электроэнергии тратится на сжатие. Если принять поправочный коэффициент 3,5, то суммарные затраты составят 1120 кВт против 722,9 кВт в схеме с тепловым насосом.

Полное объяснение нецелесообразности распределенного подвода и отвода теплоты по высоте колонны приведено в [19] на основе теории внутреннего энергосбережения при ректификации.

Таблица 1

Сводная таблица результатов расчета
Table 1. Summary table of calculation results

Параметр	Обычная схема	Схема с ТН	Схемы с теплоинтеграцией	
			Вариант 3.1	Вариант 3.2
n_y	15	15	15	15
n_o	15	15	15	15
R	1,532	1,725		
$Q_{кип}$, кВт	1316	-251,5	430	374,3
QК, кВт	-	278,4	175,8	213,0
Q_{Σ} , кВт	1316	722,9	1045	1120
Эн	0,803	0,816		0,560
Внешнее энергосбережение	Отсутствует	Тепловой насос	Теплоинтеграция	Теплоинтеграция

Как видно из табл. 1, внутреннее энергосбережение здесь всего 0,560 по сравнению с 0,803 при классической организации тепло-массообмена на тарелках ректификационной колонны.

Расчет внутреннего энергосбережения \mathcal{E}_n в колоннах выполнен по приведенным в [12] формулам. Для тарелок укрепляющей секции оно равно отношению потоков жидкости и пара, поступающих на каждую тарелку. На тарелках отгонной секции поток жидкости всегда больше парового потока и поэтому энергосбережение зависит от величины парового потока. В случае распределенного подвода теплоты на тарелки отгонной секции при расчете внутреннего энергосбережения необходимо использовать среднее значение парового потока. Ниже приведен уточненный расчет внутреннего энергосбережения \mathcal{E}_n по приведенным в табл. 2 значениям потоков жидкости L_{n-1} и пара V_{n+1} , участвующих в тепло-массообмене на n -ой тарелке:

$$\mathcal{E}_n = \frac{\sum_{n=1}^{n_y} \frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}}{n_y + n_o} + \varphi \frac{n_o}{n_y + n_o} \quad (3)$$

В формуле (3) коэффициент φ учитывает изменение парового потока в отгонной секции за счет распределенного подвода теплоты по высоте колонны. Он представляет собой отношение средней величины потока в отгонной секции к величине практически одинакового потока пара по колонне при его получении в кипятильнике.

Таблица 2
 Результаты расчета варианта 3.2
 Table 2. The calculation results of option 3.2

№ тарелки	T, °C	Подвод теплоты, кВт	Поток жидкости L, кмоль/с	Поток пара V, кмоль/с	Конц. бензола
Укрепляющая секция					
1	112,67	-69	0,0024	0,0163	0,976
2	112,78	-69	0,0047	0,0187	0,972
3	112,91	-69	0,0070	0,0210	0,967
4	113,08	-69	0,0093	0,0233	0,960
5	113,30	-69	0,0116	0,0257	0,951
6	113,61	-69	0,0139	0,0280	0,938
7	114,02	-69	0,0162	0,0303	0,922
8	114,56	-69	0,0184	0,0325	0,901
9	115,29	-69	0,0206	0,0348	0,873
10	116,24	-69	0,0228	0,0370	0,837
11	117,44	-69	0,0249	0,0391	0,793
12	118,89	-69	0,0270	0,0412	0,741
13	120,56	-69	0,0290	0,0433	0,684
14	122,35	-69	0,0310	0,0453	0,625
15	124,17	-69	0,0323	0,0473	0,576
Отгонная секция					
1	92,31	69	0,0569	0,0429	0,479
2	93,22	69	0,0547	0,0406	0,438
3	94,31	69	0,0524	0,0384	0,390
4	97,16	69	0,0502	0,0361	0,335
5	97,16	69	0,0481	0,0339	0,279
6	98,94	69	0,0460	0,0318	0,223
7	100,83	69	0,0439	0,0297	0,173
8	102,72	69	0,0419	0,0276	0,132
9	104,47	69	0,0399	0,0256	0,098
10	105,95	69	0,0378	0,0235	0,073
11	107,15	69	0,0358	0,0215	0,054
12	108,09	69	0,0337	0,0195	0,040
13	108,81	69	0,0317	0,0174	0,030
14	109,37	69	0,0296	0,0154	0,022
15	109,81	69	0,0276	0,0133	0,016

Среднее значение величины парового потока в отгонной секции равно 0,0278 кмоль/с, а в обычной колонне (вариант 1) паровой поток равен 0,0395 кмоль/с. Очевидно, что доля работающего пара $\varphi = \frac{0,0278}{0,0395} = 0,704$.

Числитель первого слагаемого правой части формулы (3) найден путем сложения всех значений L/V в укрепляющей секции (табл. 2). Отношение L/V в отгонной секции всегда > 1 .

Расчет по формуле (3) дает:

$$\dot{Q}_H = \frac{6,229}{15+15} + 0,704 \frac{15}{15+15} = 0,560. \quad (4)$$

Несмотря на большой распределенный подвод теплоты к тарелкам отгонной секции ($69 \cdot 15 = 1035$), в кипятильнике дополнительно требуется 374,3 кВт. В сумме это больше, чем при простой ректификации.

Заметим, что повышенные затраты при распределенном подводе теплоты объясняются значительно большим создаваемым паровым потоком (до 0,0473 кмоль/с вместо 0,0395 кмоль/с в обычной ректификации), но только в районе тарелки питания. А он должен «работать» на каждой тарелке отгонной секции максимально возможно. Из-за малых потоков пара на нижних тарелках отгонной секции внутреннее энергосбережение в этом случае составило всего 0,560.

ВЫВОД

Наиболее эффективным способом энергосбережения при ректификации является сжатие всего парового потока из колонны с последующим его использованием в качестве греющего теплоносителя в кипятильнике (принцип теплового насоса). Теплоинтеграция с помощью сжатия пара в компрессоре значительно менее эффективна. Сочетание теплоинтеграции с распределенным подводом и отводом теплоты по высоте колонны подтвердил нецелесообразность этого способа энергосбережения.

ЛИТЕРАТУРА

1. Фролкова А.В., Логачев Д.С., Ососкова Т.Е. Разделение смеси диэтиловый эфир+гексан+этилацетат+этанол с использованием экстрактивной ректификации. *Изв. вузов. Химия и хим. технология*. 2020. Т. 63. Вып. 10. С. 59-63. DOI: 10.6060/ivkkt.20206310.6228.
2. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation. *J. Natural Gas Sci. Eng.* 2011. V. 3. N. 4. P. 571. DOI: 10.1016/j.jngse.2011.06.002.
3. 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. *Вестн. МИТХТ им. М.В. Ломоносова*. 2011. Т. 6. № 4. P. 28-39.

REFERENCES

1. Frolkova A.V., Logachev D.S., Ososkova T.E. Separation of diethyl ether+hexane+ethyl acetate+ethanol quaternary system via extractive distillation. *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.* 2020. V. 63. N 10. P. 59. DOI: 10.6060/ivkkt.20206310.6228.
2. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation. *J. Natural Gas Sci. Eng.* 2011. V. 3. N. 4. P. 571. DOI: 10.1016/j.jngse.2011.06.002.
3. Anokhina E.A., Timoshenko A.V., Rudakov D.G., Timofeev V.S., Tatsievskaya G.I., Matyushenkova Yu.V. Energy saving in rectification using complexes with connected flows. *Vestn. MITKhT*. 2011. V. 6. N 4. P. 28-39 (in Russian).

4. **Alcantara-Avila J.R., Cabrera-Ruiz J., Segovia-Hernandez J.G., Hernandez S., Ben-Guang Rong.** Controllability analysis of thermodynamically equivalent thermally coupled arrangements for quaternary distillations. *Chem. Eng. Res. Design.* 2008. V. 86. N 1. P. 23-37. DOI: 10.1016/j.cherd.2007.10.006.
5. **Nakaiwa M., Ohmori T.** Process intensification for energy savings through concept of «detuning» from ideal state. *Translation from Synthesiology.* 2009. V. 2. N 1. P. 51.
6. **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. DOI: 10.1016/j.energy.2012.09.038.
7. **Захаров М.К., Бойчук А.А.** Выбор оптимальной схемы разделения смеси углеводородных газов методом ректификации. *Тонкие хим. технологии.* 2018. Т. 13. № 3. С. 23-29.
8. **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). 25 - 27 June. 2013. P. 25.
9. **Kim Y.H.** Design and control of energy-efficient distillation columns. *Korean J. Chem. Eng.* 2016. V. 33. N 9. P. 2513–2521. DOI: 10.1007/s11814-016-0124-4.
10. **Sun L., Li J., Liu X.** Research on configuration of the thermally integrated distillation columns (TiDC). *Adv. Res. on electron. Commerce.* 2011. V. 143. P. 335–339. DOI: 10.1007/978-3-642-20367-1_54.
11. **Lukacalvorsen I. J., Olujec Z., Dejanovic I.** On controllability of four-product dividing wall columns. *CET.* 2018. 69. P. 259–264.
12. **Захаров М.К.** Энергосберегающая ректификация. М.: Лань. 2018.
13. **Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А.** Многокомпонентная ректификация. М.: Химия. 1983. 304 с.
14. **Benedict M.** Multistage separation processes. *Chem. Eng. Process.* 1947. V. 43. N 2. P. 41–60.
15. **Fonyo Z.** Thermodynamic analysis of rectification I. Reversible model of rectification. *Inter. Chem. Eng.* 1974. V. 14. N 1. P. 18–27.
16. **Серафимов Л.А., Челюскина Т.В.** Специальные режимы ректификации. Ч. 1. М.: Изд. МИТХТ. 2013 Т. 47. № 4. С. 370.
17. **Ainstein V.G., Zakharov M.K., Nosov G.A.** Optimization of a complete heat pump in chemical technology processes. *Chem. Prom.* 2001. N 1. P. 18–27.
18. **Захаров М.К., Мартынова М.М., Прусаченкова М.И.** Сравнение затрат теплоты при разделении бинарных смесей методами дистилляции и ректификации. *Хим. техн.* 2017. Т. 18. № 1. С. 43-48.
19. **Захаров М.К., Носов Г.А., Писаренко Ю.А., Жильцова Л.М., Швец А.А.** Сравнение распределенного подвода теплоты по высоте ректификационных колонн. *Теор. осн. Хим. техн.* 2017. Т. 51. № 5. P. 560-568.
20. **Захаров М.К., Швец А.А.** Выбор оптимальной схемы ректификационной установки при разделении трехкомпонентных смесей. *Хим. техн.* 2016. Т. 17. № 6. С. 256-262.
21. **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. N 11–12. P. 901–909. DOI: 10.1007/s10556-019-00570-4.
4. **Alcantara-Avila J.R., Cabrera-Ruiz J., Segovia-Hernandez J.G., Hernandez S., Ben-Guang Rong.** Controllability analysis of thermodynamically equivalent thermally coupled arrangements for quaternary distillations. *Chem. Eng. Res. Design.* 2008. V. 86. N 1. P. 23-37. DOI: 10.1016/j.cherd.2007.10.006.
5. **Nakaiwa M., Ohmori T.** Process intensification for energy savings through concept of «detuning» from ideal state. *Translation from Synthesiology.* 2009. V. 2. N 1. P. 51.
6. **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. DOI: 10.1016/j.energy.2012.09.038.
7. **Zakharov M.K., Boichuk A.A.** The influence of internal energy saving on the choice of the optimal variant of heating initial mixture in a distillation column. *Tonk. Khim. Tekhnol.* 2018. V. 13. N 3. P. 23–29. (in Russian).
8. **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). 25 - 27 June. 2013. P. 25.
9. **Kim Y.H.** Design and control of energy-efficient distillation columns. *Korean J. Chem. Eng.* 2016. V. 33. N 9. P. 2513–2521. DOI: 10.1007/s11814-016-0124-4.
10. **Sun L., Li J., Liu X.** Research on configuration of the thermally integrated distillation columns (TiDC). *Adv. Res. on electron. Commerce.* 2011. V. 143. P. 335–339. DOI: 10.1007/978-3-642-20367-1_54.
11. **Lukacalvorsen I. J., Olujec Z., Dejanovic I.** On controllability of four-product dividing wall columns. *CET.* 2018. 69. P. 259–264.
12. **Zakharov M.K.** Energy saving distillation. М.: Lan. 2018. 252 p. (in Russian)
13. **Petlyuk F.B., Serafimov L.A.** Multicomponent distillation. Theory and calculation. М.: Khimiya. 1983. 304 p. (in Russian).
14. **Benedict M.** Multistage separation processes. *Chem. Eng. Process.* 1947. V. 43. N 2. P. 41–60.
15. **Fonyo Z.** Thermodynamic analysis of rectification I. Reversible model of rectification. *Inter. Chem. Eng.* 1974. V. 14. N 1. P. 18–27.
16. **Serafimov L.A., Chelyuskina T.V.** Special Rectification Regimes. Pt. I. The manual. М.: Изд. МИТХТ. 2013. V. 47. N 4. P. 370 (in Russian)
17. **Ainstein V.G., Zakharov M.K., Nosov G.A.** Optimization of a complete heat pump in chemical technology processes. *Chem. Prom.* 2001. N 1. P. 18–27.
18. **Zakharov M.K., Martynova M.M., Prusachenkova M.I.** Comparison of heat consumption in the separation of binary mixtures using distillation and rectification. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2018. V. 52. N 4. P. 730–734. DOI: 10.1134/S0040579518040322.
19. **Zakharov M.K., Nosov G.A., Pisarenko Yu.A., Zhiltsova 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. N 5. P. 708–715. DOI: 10.1134/S0040579517050402.
20. **Zakharov M.K., Shvets A.A.** Selection of the optimal rectification plant layout for the separation of three-component mixtures. *Khim. Tekhn.* 2016. V. 17. N 6. P. 256–262 (in Russian).
21. **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. N 11–12. P. 901–909. DOI: 10.1007/s10556-019-00570-4.

Поступила в редакцию (Received) 25.09.2019

Принята к опубликованию (Accepted) 17.09.2020