
ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

THEORETICAL BASES OF CHEMICAL TECHNOLOGY

ISSN 2410-6593 (Print), ISSN 2686-7575 (Online)

<https://doi.org/10.32362/2410-6593-2023-18-1-7-20>



УДК 660:51.001.57+66

НАУЧНАЯ СТАТЬЯ

**Оценка энергетической эффективности схем
неадиабатической ректификации смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол
с использованием экстрактивного агента в первой колонне**

П.С. Клаузнер[✉], Д.Г. Рудаков, Е.А. Анохина, А.В. Тимошенко

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

[✉] Автор для переписки, e-mail: klauzner@mirea.ru

Аннотация

Цели. Исследовать эффективность применения различных вариантов организации процесса неадиабатической ректификации при разделении смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол экстрактивной ректификацией с диметилформамидом в схеме с использованием экстрактивного агента в первой колонне.

Методы. Математическое моделирование проводилось в программном комплексе Aspen Plus v. 12.1. Для моделирования парожидкостного равновесия применяли уравнение локальных составов Non-Random Two Liquid. Параметрическая оптимизация неадиабатических схем проводилась по критерию приведенных энергетических затрат.

Результаты. На основе схемы экстрактивной ректификации смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с использованием разделяющего агента в первой колонне было рассмотрено четыре варианта организации схем неадиабатической ректификации, как с применением повышения температуры потоков за счет сжатия в компрессоре, так и без него.

Выводы. Показано, что применение неадиабатических схем в экстрактивной ректификации смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с диметилформамидом позволяет снизить приведенные энергетические затраты на 11–17%, при этом максимальное снижение энергозатрат достигается в схеме с использованием компрессора. Однако эффективность схем без компрессора ниже незначительно, но технологическое оформление таких решений существенно проще.

Ключевые слова: экстрактивная ректификация, теплоинтеграция, неадиабатическая ректификация, энергосбережение

Для цитирования: Клаузнер П.С., Рудаков Д.Г., Анохина Е.А., Тимошенко А.В. Оценка энергетической эффективности схем неадиабатической ректификации смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с использованием экстрактивного агента в первой колонне. *Тонкие химические технологии*. 2023;18(1):7–20. <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2023-18-1-7-20>

RESEARCH ARTICLE

Energy efficiency of diabatic distillation schemes for an acetone–toluene–*n*-butanol mixture with an entrainer in the first column

Pavel S. Klauzner[✉], Danila G. Rudakov, Elena A. Anokhina, Andrey V. Timoshenko

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

[✉]Corresponding author, e-mail: klauzner@mirea.ru

Abstract

Objectives. To investigate the effectiveness of various options for organizing the process of diabatic distillation in the separation of a mixture of acetone–toluene–*n*-butanol by extractive distillation (ED) with dimethylformamide as an entrainer in a scheme where an entrainer is used in the first column.

Methods. Mathematical modeling in the Aspen Plus v. 12.1 software package was used as the primary research method. The local Non-Random Two Liquid composition equation was used as a model for describing vapor–liquid equilibrium. Parametric optimization of diabatic schemes was carried out according to the criterion of reduced energy costs.

Results. Based on ED scheme for an acetone–toluene–*n*-butanol mixture with an entrainer in the first column, four options for organizing diabatic distillation schemes were considered, both with and without increasing the temperature of the flows due to compression.

Conclusion. It is shown that the use of diabatic schemes in the ED of an acetone–toluene–*n*-butanol mixture with dimethylformamide can decrease energy consumption by 11–17%. While the maximum reduction in energy consumption is achieved in a scheme using a compressor, the efficiency of schemes without a compressor is slightly lower. Nevertheless, the technological design of the latter is much simpler.

Keywords: extractive distillation, heat integration, diabatic distillation, energy saving

For citation: Klauzner P.S., Rudakov D.G., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Energy efficiency of diabatic distillation schemes for an acetone–toluene–*n*-butanol mixture with an entrainer in the first column. *Tonk. Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2023;18(1):7–20 (Russ., Eng.). <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2023-18-1-7-20>

ВВЕДЕНИЕ

Экстрактивная ректификация (ЭР) – широко применяемый в крупнотоннажных процессах основного органического и нефтехимического синтеза метод разделения азеотропных смесей и смесей компонентов с относительной летучестью, близкой к 1. Как и обычная ректификация, этот процесс характеризуется низкой термодинамической эффективностью, поэтому снижение энергетических затрат на его реализацию является важной задачей. Для повышения энергетической эффективности ЭР существует ряд методов, среди которых можно отметить подбор разделяющих агентов с высокой селективностью [1], оптимизацию схем разделения [2], а также различные варианты внутренней и внешней теплоинтеграции.

К внутренней теплоинтеграции в публикациях [3–5] относят применение комплексов с частично и полностью связанными тепловыми и материальными потоками. К настоящему времени исследовано применение комплексов со связанными тепловыми и материальными потоками в ЭР различных смесей [6–9], предложен эмпирический критерий для предварительной оценки энергетической эффективности комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками в ЭР [10] и алгоритмы их оптимизации [9]. Применение в ЭР комплекса с полностью связанными тепловыми и материальными потоками рассматривается, например, в работах [11, 12].

Внешняя теплоинтеграция может быть реализована за счет организации обогрева кипятильника одной колонны теплом, отводимым в конденсаторе другой колонны, а необходимая для осуществления теплообмена разница температур достигается за счет подбора давления в колоннах. Такие методы рассмотрены в работах [13–15]. Другим вариантом осуществления внешней теплоинтеграции является применение тепловых насосов, рассмотренное, к примеру, в работах [16–19].

Интересным вариантом теплоинтеграции является применение комплексов типа HiDiC (heat integrated distillation column). Вместо передачи теплоты с верха колонны в куб, как в тепловом насосе, теплопередача в HiDiC осуществляется между тарелками отгонной и укрепляющей секций колонны, обеспечивая непрерывный или ступенчатый подвод или отвод теплоты в каждой из секций. В этом случае, для обеспечения положительной разности температур между соответствующими тарелками укрепляющая секция должна работать при более высоком давлении, чем отгонная секция.

Концепция внутренней теплоинтеграции подробно рассмотрена авторами [20] в 1977 г. Применение таких схем в процессах ЭР рассмотрено в работах [21, 22]. Эффективность схем HiDiC была проверена и подтверждена экспериментально [23]. Однако обеспечение эффективного теплообмена между секциями является достаточно сложной конструкционной задачей. В различных работах предлагается использовать концентрические, многотрубные, разделенные перегородками с теплообменными панелями [24] или иные [25] конфигурации. Дополнительные трудности практической реализации схем с HiDiC связаны со сложной управляемостью процесса [26].

Еще одним возможным вариантом осуществления теплоинтеграции является применение схем неадиабатической ректификации. Они подразумевают внешний подвод (или отвод) теплоты на тарелки колонн за счет интеграции тепла потоков между различными аппаратами схемы. Преимуществом таких решений по сравнению с комплексами HiDiC является простота организации теплоинтеграции – для нее достаточно стандартного теплообменного оборудования. По сравнению со схемами с применением тепловых насосов, схемы неадиабатической ректификации позволяют использовать компрессоры с меньшей степенью сжатия, а в ряде случаев обходиться без них. Однако применение схем неадиабатической ректификации в данный момент рассмотрено явно недостаточно [27].

Цель работы заключается в оценке энергетической эффективности схем неадиабатической ректификации в процессе ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с диметилформамидом (ДМФА) в качестве разделяющего агента. Смесью ацетон–толуол–*n*-бутанол – это смесь растворителей, применяемых при производстве стабилена-9, который используется в качестве термостабилизатора полиамида. Система азеотропна. В ней имеется один азеотроп с минимумом температуры кипения в бинарной составляющей толуол–*n*-бутанол. В исследовании Л.А. Пирог¹ для разделения данной смеси предложено использовать ЭР с тяжелокипящим разделяющим агентом ДМФА. В настоящей работе будут рассмотрены схемы неадиабатической ректификации, полученные на основе одной из двух возможных схем разделения, предложенных Пирог. Схема представлена на рис. 1.

¹ Пирог Л.А. *Оценка эффективности агентов при разделении неидеальных смесей экстрактивной ректификацией*: дис. ... канд. техн. наук. М. 1987. 204 с. [Pirog L.A. *Evaluation of efficiency agents in the separation of non-ideal mixtures of extractive distillation*. Cand. Sci. Thesis (Eng.). Moscow; 1987. 204 p. (in Russ.).]

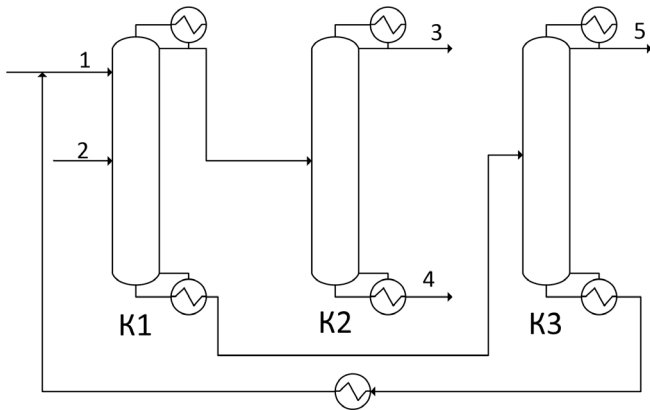


Рис. 1. Традиционная схема ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с разделяющим агентом ДМФА: Здесь и далее: K1 – колонна ЭР; K2 – колонна выделения ацетона; K3 – колонна регенерации разделяющего агента; 1 – разделяющий агент ДМФА; 2 – исходная смесь; 3 – ацетон; 4 – толуол, 5 – *n*-бутанол.

Fig. 1. Conventional scheme of extractive distillation for an acetone–toluene–*n*-butanol mixture with dimethylformamide (DMF) as an entrainer: Hereinafter: K1 – extractive distillation column, K2 – acetone–toluene separation column, K3 – entrainer regeneration column; 1 – entrainer (DMF); 2 – feed; 3 – acetone; 4 – toluene, 5 – *n*-butanol.

РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

В качестве основного метода исследования применяли математическое моделирование и вычислительный эксперимент, все расчеты проводили в программном комплексе Aspen Plus v.12.1 (Aspen Technology, США). Моделирование и оптимизация традиционной схемы ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с ДМФА, представленной на рис. 1, были проведены в диссертации Е.А. Анохиной². Эти данные были взяты нами в качестве исходных для разработки схем неадиабатической ректификации. В качестве модели описания парожидкостного равновесия в системе ацетон–толуол–*n*-бутанол–ДМФА выбрано уравнение Non-Random Two Liquid (NRTL) с параметрами, опубликованными в работе Анохиной (сноска 2).

Мы рассмотрели разделение исходной смеси, содержащий 71.3 мас. % ацетона, 14.7 мас. % толуола и 14.0 мас. % *n*-бутанола. Скорость подачи питания – 1000 кг/ч, температура 61.8 °С, давление – 101.3 кПа. Давление верха колонн было принято равным 101.3 кПа, рассматривались

² Анохина Е.А. *Экстрактивная ректификация в комплексах с частично связанными тепловыми и материальными потоками*: дис. ... д-ра техн. наук. М. 2020. 549 с. [Anokhina E.A. *Extractive distillation in complexes with partially coupled heat and material flows*. Dr. Sci. Thesis (Eng.). Moscow; 2020. 549 p. (in Russ.).]

колонны с теоретическими тарелками. Расчеты выполнялись в проектно-проверочном режиме с закрепленным качеством продуктовых потоков. Концентрацию ацетона и *n*-бутанола в продуктовых потоках задавали постоянной и равной 99.5 мас. %; концентрацию толуола равной 99.6 мас. %; концентрацию ДМФА равной 99.99 мас. % Рабочие параметры традиционной схемы представлены в табл. 1.

Одним из ключевых условий для организации схем неадиабатической ректификации является разность температуры ΔT потока, теплоту которого предполагается использовать (источник тепла), и температуры на тарелках отгонной секции колонн, в которые это тепло направлено (приемник тепла), достаточной для обеспечения движущей силы теплообмена. Исходя из этого, при моделировании схем ΔT между источником и приемником тепла принимали равной не менее 10 °С. Для предварительной оценки возможности реализации схемы неадиабатической ЭР с заданными параметрами теплообмена и выбора необходимой степени сжатия E_{comp} в компрессоре, необходимо провести оценку температурных профилей всех колонн традиционной схемы. Температурные профили представлены на рис. 2.

Видно, что наиболее высокие температуры наблюдаются в укрепляющей секции колонны K3. Температуры верха колонн K1 и K2 достаточно близки, однако дистиллят колонны K2 содержит практически чистый ацетон, в то время как дистиллят колонны K1 – смесь ацетона и толуола. При использовании такого потока для обеспечения переноса тепла может изменяться его состав, что в свою очередь повлечет изменение режима работы колонны K2, поэтому синтез схем неадиабатической ректификации проводится с использованием только верхних потоков пара колонн K2 и K3. На основе анализа профилей можно предложить следующие варианты неадиабатических схем ЭР:

Схема I. Для обогрева колонны K2 применяется паровой поток верха колонны K3. В данном случае температура потока достаточна, чтобы обеспечить передачу тепла без использования компрессора (рис. 3а).

Схема II. Обогрев колонны K1 осуществляется паровым потоком верха колонны K3. Подвод тепла к 24-й тарелке возможен без применения компрессора, для подвода тепла ниже необходимо повышение температуры за счет сжатия пара в компрессоре со степенями сжатия от $E_{\text{comp}} = 1.1$ до $E_{\text{comp}} = 2.0$ (рис. 3б).

Схема III. Обогрев колонны K1 паровым потоком верха колонны K2. При этом степени сжатия пара в компрессоре должны быть больше 3.1 (рис. 3с).

Таблица 1. Рабочие параметры традиционной схемы ЭР (см. сноску 2)
Table 1. Operating parameters of conventional extractive distillation scheme (Footnote 2)

Параметры Parameters	K1	K2	K3
N_{total}	32	14	44
N_F	23	8	10
N_S	10	–	–
Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	200	151	59.3
Q_{cond} , кВт Q_{cond} , kW	185	148	59.1
R	0.55	0.46	1.6
T_{cond} , °C	58.7	56.2	117.8
T_{reb} , °C	135.7	110.2	151.8
S , кг/ч S , kg/h	190.68	–	–
T_S , °C	60	–	–
Q_{total} , кВт Q_{total} , kW	410		

Примечание: K1 – колонна ЭР; K2 – колонна выделения ацетона; K3 – колонна регенерации разделяющего агента; N_{total} – суммарное число тарелок в колонне; N_F – номер тарелки питания в колонне; N_S – номер тарелки с разделяющим агентом в колонне; Q_{reb} – тепловая нагрузка кипятильника; Q_{cond} – тепловая нагрузка конденсатора; R – флегмовое число; T_{cond} – температура конденсатора; T_{reb} – температура кипятильника; S – расход разделяющего агента; T_S – температура разделяющего агента; Q_{total} – суммарная тепловая нагрузка.

Note: K1 is the extractive distillation column; K2 is the acetone separation column; K3 is the entrainer regeneration column; N_{total} is the total number of plates in a column; N_F is the feed plate number in a column; N_S is the number of the plate with the entrainer in a column; Q_{reb} is the reboiler heat duty; Q_{cond} is the condenser heat duty; R is the reflux ratio; T_{cond} is the condenser temperature; T_{reb} is the reboiler temperature; S is the entrainer flow rate; T_S is the entrainer temperature; Q_{total} is the total heat duty.

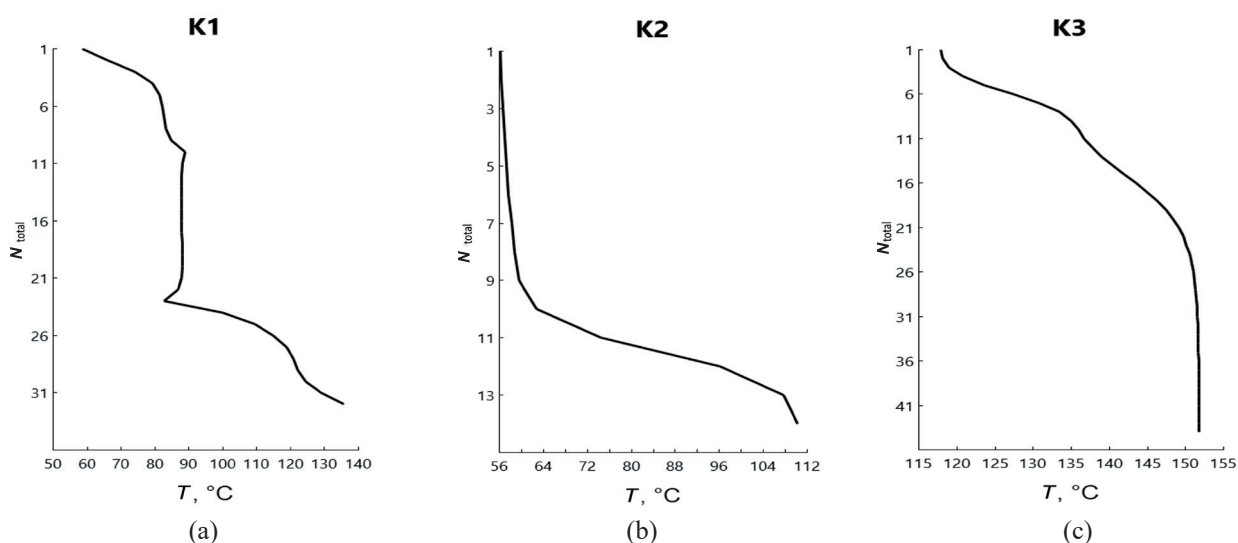


Рис. 2. Температурные профили колонн традиционной схемы ЭР: (а) колонна K1, (б) колонна K2, (с) колонна K3.

Fig. 2. Temperature profiles of columns of conventional extractive distillation scheme: (a) column K1, (b) column K2, (c) column K3.

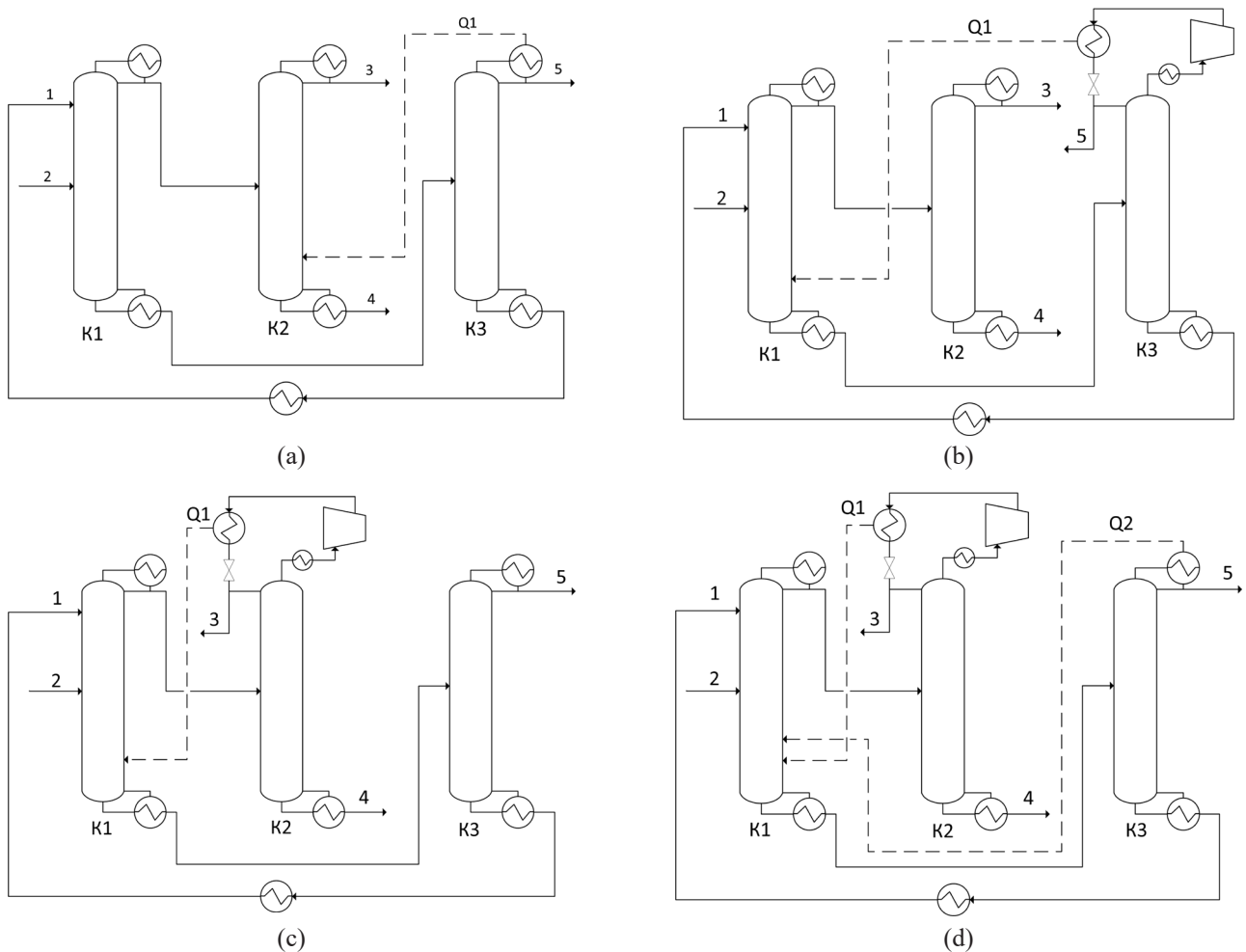


Рис. 3. Неадиабатические схемы ЭР: (а) Схема I, (б) Схема II, (с) Схема III, (д) Схема IV.
 Fig. 3. Diabatic extractive distillation schemes: (a) Scheme I, (b) Scheme II, (c) Scheme III, (d) Scheme IV.

Схема IV. Обогрев колонны K1 паровыми потоками верха колонн K2 и K3. Так как «горячие» компрессоры являются дорогостоящим оборудованием, применение более чем одного компрессора в схеме, вероятно, будет экономически нецелесообразно. Поэтому рассмотрен вариант, при котором теплота парового потока колонны K3 подводится к 24-й тарелке колонны K1, а компрессор установлен только на паровом потоке колонны K2 (рис. 3d).

Вышеперечисленные варианты неадиабатических схем представлены на рис. 3. В схемах, где применяется компрессор, для предотвращения возможной кавитации перед ним установлен дополнительный подогреватель, тепловая нагрузка которого обозначена Q_{PH} .

Как и в схемах с тепловыми насосами, в неадиабатических схемах присутствуют «горячие» компрессоры и дополнительное теплообменное оборудование, при этом для привода компрессора обычно применяется электродвигатель. В случае применения тепловых насосов в процессах ректификации авторы [28] предложили простую

формулу для оценки энергетической эффективности через приведенные энергетические затраты (Q_{cons}):

$$Q_{cons} = Q_{total} + 3W_{comp}, \quad (1)$$

где Q_{total} – суммарные энергетические затраты в кипяильниках колонн, кВт, а W_{comp} – потребляемая компрессором мощность, кВт.

Этот метод можно использовать и для оценки энергетических затрат в других схемах ректификации, включающих в себя компрессоры, в том числе и в неадиабатических схемах.

Оптимизация неадиабатических схем проводилась по критерию приведенных энергозатрат Q_{cons} . При этом параметрами оптимизации являлись: положение тарелки подвода тепла к отгонной секции колонны N_{HE} ; количество подводимого тепла Q_{HE} , а также необходимая для обеспечения принятого значения ΔT степень сжатия пара в компрессоре E_{comp} . Сама процедура оптимизации, однако, имела некоторые различия для каждой из рассматриваемых схем. Так, в Схеме I

температура потока, выходящего сверху колонны К3 ($T_{\text{cond}} = 117.8 \text{ }^\circ\text{C}$), позволяет обеспечить подвод тепла к любой из тарелок колонны К2, при этом может быть использована вся теплота, отдаваемая потоком при полной конденсации, – 59.1 кВт. Таким образом, оптимизация данной схемы сводится к подбору оптимального положения тарелки подвода тепла N_{HE} . Результат такого подбора представлен в табл. 2.

Можно видеть, что наиболее эффективным оказывается подвод тепла к нижней тарелке колонны. При подводе тепла к тарелкам отгонной секции, расположенным выше 13-й, флегмовое число в колонне несколько возрастает, как и

нагрузка на кипятильник, однако значительного влияния на режим работы колонны при этом не наблюдается. Оптимальные рабочие параметры Схемы I приведены в табл. 3.

В Схеме II (рис. 3б) подвод тепла верхнего потока колонны К3 без применения компрессора возможен только к верхней (24-й) тарелке отгонной секции колонны К1, этот случай в табл. 4 приведен как $E_{\text{comp}} = 1$. В остальных случаях для достижения необходимой разницы температур необходимо повышать давление и определять необходимые степени сжатия. Из формулы (1) следует, что максимальная энергетическая эффективность будет достигнута

Таблица 2. Оптимизация рабочих параметров неадиабатической Схемы I
Table 2. Optimization of operation parameters for diabatic Scheme I

N_{HE}	$Q_{\text{HE}}, \text{ кВт}$ $Q_{\text{HE}}, \text{ kW}$	$Q_{\text{reb}}^{\text{K2}}, \text{ кВт}$ $Q_{\text{reb}}^{\text{K2}}, \text{ kW}$	R^{K2}
9	59.1	93.80	0.48
10	59.1	92.26	0.47
11	59.1	91.87	0.46
12	59.1	91.74	0.46
13	59.1	91.66	0.46

Примечание: N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; К2 – колонна выделения ацетона; $Q_{\text{reb}}^{\text{K2}}$ – тепловая нагрузка кипятильника в К2; R^{K2} – флегмовое число в К2.

Note: N_{HE} is the heat supply plate number in the heat exchanger; Q_{HE} is the exchanger heat duty; К2 is the acetone separation column; $Q_{\text{reb}}^{\text{K2}}$ is the reboiler heat duty in К2; R^{K2} is the reflux ratio in К2.

Таблица 3. Оптимальные рабочие параметры неадиабатической Схемы I
Table 3. Optimal operation parameters for diabatic Scheme I

Параметры Parameters	К1	К2	К3
N_{total}	32	14	44
N_{HE}	–	13	–
$Q_{\text{reb}}, \text{ кВт}$ $Q_{\text{reb}}, \text{ kW}$	200	91.7	59.3
R	0.55	0.46	1.6
$Q_{\text{HE}}, \text{ кВт}$ $Q_{\text{HE}}, \text{ kW}$	–	59.1	–
$Q_{\text{cons}}, \text{ кВт}$ $Q_{\text{cons}}, \text{ kW}$	351		

Примечание: N_{total} – суммарное число тарелок в колонне; N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике; Q_{reb} – тепловая нагрузка кипятильника; R – флегмовое число; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией.

Note: N_{total} is the total number of plates in the column; N_{HE} is the heat supply plate number in the heat exchanger; Q_{reb} is the reboiler heat duty; R is the reflux ratio; Q_{HE} is the exchanger heat duty; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the scheme with thermal integration.

при минимальном W_{comp} , а соответственно, и минимальной E_{comp} , при которой обеспечивается необходимая разница температур. Следует отметить, что при $E_{\text{comp}} = 2$ возможен подвод тепла уже в кипятильник колонны К1, то есть реализация адиабатической схемы с тепловым насосом. Результаты оптимизации представлены в табл. 4.

Можно видеть, что максимальное снижение нагрузки на кипятильник колонны достигается при подводе тепла к 30-й тарелке, однако наименьшими приведенными энергозатратами характеризуется вариант с подводом тепла на 24-ю тарелку и без компрессора. Рабочие параметры этого варианта представлены в табл. 5.

Таблица 4. Оптимизация рабочих параметров неадиабатической Схемы II
Table 4. Optimization of operation parameters for diabatic Scheme II

E_{comp}	$\frac{W_{\text{comp}}}{W_{\text{comp}}}$, кВт кВт	N_{HE}	$\frac{Q_{\text{HE}}}{Q_{\text{HE}}}$, кВт кВт	$\frac{Q_{\text{reb}}^{\text{K1}}}{Q_{\text{reb}}^{\text{K1}}}$, кВт кВт	$\frac{Q_{\text{PH}}}{Q_{\text{PH}}}$, кВт кВт	$\frac{Q_{\text{cons}}}{Q_{\text{cons}}}$, кВт кВт
1.0	0	24	59.1	134.0	0	134.0
1.1	0.6	25	59.3	132.6	0.4	134.8
1.2	1.1	26	58.2	133.0	0.4	136.7
1.3	1.6	27	58.0	132.8	0.4	138.0
1.4	2.1	28	57.5	132.6	0.4	139.3
1.5	2.5	30	57.4	132.0	0.6	140.1
1.7	3.3	31	56.9	132.1	0.7	142.7
2.0	4.4	32	56.7	131.3	0.9	145.4

Примечание: E_{comp} – степень сжатия компрессора; W_{comp} – потребляемая мощность компрессора; N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; К1 – колонна ЭР; $Q_{\text{reb}}^{\text{K1}}$ – тепловая нагрузка кипятильника К1; Q_{PH} – тепловая нагрузка в предподогревателе; Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией.

Note: E_{comp} is the compressor compression ratio; W_{comp} is the compressor power consumption; N_{HE} is the heat supply plate number in the heat exchanger; Q_{HE} is the exchanger heat duty; К1 is the extractive distillation column; $Q_{\text{reb}}^{\text{K1}}$ is the reboiler heat duty in К1; Q_{PH} is the heat duty in the preheater; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the scheme with thermal integration.

Таблица 5. Оптимальные рабочие параметры неадиабатической Схемы II
Table 5. Optimal operation parameters for diabatic Scheme II

Параметры Parameters	К1	К2	К3
N_{total}	32	14	44
N_{HE}	24	–	–
$\frac{Q_{\text{reb}}}{Q_{\text{reb}}}$, кВт кВт	134	151	59.3
R	0.50	0.46	1.6
$\frac{Q_{\text{HE}}}{Q_{\text{HE}}}$, кВт кВт	59.1	–	–
$\frac{Q_{\text{cons}}}{Q_{\text{cons}}}$, кВт кВт	344		

Примечание: N_{total} – суммарное число тарелок в колонне; N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике; Q_{reb} – тепловая нагрузка кипятильника; R – флегмовое число; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией.

Note: N_{total} is the total number of plates in the column; N_{HE} is the heat supply plate number in the heat exchanger; Q_{reb} is the reboiler heat duty; R is the reflux ratio; Q_{HE} is the exchanger heat duty; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the scheme with thermal integration.

Аналогично проводилась оптимизация Схемы III (рис. 3с), однако было установлено, что для каждой тарелки N_{HE} существует предельное количество подведенной теплоты Q_{HE}^{max} , выше которого получение дистиллята заданного качества становится невозможным. При этом, чем выше в колонне расположена тарелка N_{HE} , тем меньше величина Q_{HE}^{max} . Вероятно, это связано с тем, что при фиксированном N_{HE} с ростом Q_{HE} происходит увеличение суммарной концентрации *n*-бутанола и ДМФА на тарелках укрепляющей секции, причем, чем ближе к экстрактивной секции расположен уровень подвода тепла, тем заметнее влияние Q_{HE} на эту концентрацию.

Результаты оптимизации представлены в табл. 6, а оптимальные рабочие параметры – в табл. 7.

Как уже упоминалось, при моделировании Схемы IV (рис. 3д) было принято, что в схеме используется только один компрессор. Так как подвести теплоту парового потока колонны К3 без дополнительного сжатия возможно только на 24-ю тарелку, то мы имеем закрепленное значение номера тарелки подачи первого потока N_{HE}^1 . Тогда при оптимизации необходимо определить оптимальное положение тарелки подвода теплоты от парового потока колонны К2 – N_{HE}^2 , степень сжатия E_{comp} , а также оптимальное соотношение первого и второго тепловых потоков Q_{HE}^1 и Q_{HE}^2 .

В данном случае оптимизацию производили посредством комбинации методов последовательного квадратичного программирования и утилиты автоматического перебора *Sensitivity Analysis*, встроенных в программный комплекс Aspen Plus. Результат оптимизации представлен в табл. 8, а оптимальные рабочие параметры – в табл. 9.

ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ

В ходе проведенных исследований были рассмотрены четыре различных варианта теплоинтеграции между колоннами схемы ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с ДМФА в качестве разделяющего агента. Сопоставление предложенных схем неадиабатической ректификации с традиционной схемой ЭР из двух отборных колонн по критерию приведенных энергозатрат представлено в табл. 10. Снижение приведенных энергозатрат ΔQ_{cons} рассчитывали по формуле:

$$\Delta Q_{cons} = (Q_{total} - Q_{cons}) / Q_{total} \times 100\%, \quad (2)$$

где: Q_{total} – суммарные энергетические затраты в кипятильниках колонн традиционной схемы ЭР, а Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией.

Таблица 6. Оптимизация рабочих параметров неадиабатической Схемы III
Table 6. Optimization of operation parameters for diabatic Scheme III

E_{comp}	$\frac{W_{comp}, \text{кВт}}{W_{comp}, \text{kW}}$	N_{HE}	$\frac{Q_{HE}, \text{кВт}}{Q_{HE}, \text{kW}}$	$\frac{Q_{reb}^{K1}, \text{кВт}}{Q_{reb}^{K1}, \text{kW}}$	$\frac{Q_{PH}, \text{кВт}}{Q_{PH}, \text{kW}}$	$\frac{Q_{cons}, \text{кВт}}{Q_{cons}, \text{kW}}$
3.0	15.2	24	61.7	133.2	0.5	179.3
4.0	19.5	26	75.5	119.3	0.5	178.3
4.3	20.9	27	84.8	109.6	0.5	172.8
4.6	21.7	28	97.4	97.4	0.6	163.1
4.8	26.5	29	114.9	79.6	0.7	159.8
5.0	32.6	30	137.4	55.9	0.8	154.5
5.4	34.3	31	136.5	62.4	0.8	166.1
6.3	37.8	32	134.5	65.5	0.8	179.7

Примечание: E_{comp} – степень сжатия компрессора; W_{comp} – потребляемая мощность компрессора; N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; K1 – колонна ЭР; Q_{reb}^{K1} – тепловая нагрузка кипятильника K1; Q_{PH} – тепловая нагрузка в предподогревателе; Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией.

Note: E_{comp} is the compressor compression ratio; W_{comp} is the compressor power consumption; N_{HE} is the heat supply plate number in the heat exchanger; Q_{HE} is the exchanger heat duty; K1 is the extractive distillation column; Q_{reb}^{K1} is the reboiler heat duty in K1; Q_{PH} is the heat duty in the preheater; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the scheme with thermal integration.

Таблица 7. Оптимальные рабочие параметры неадиабатической Схемы III
 Table 7. Optimal operation parameters for diabatic Scheme III

Параметры Parameters	K1	K2	K3
N_{total}	32	14	44
N_{HE}	30	–	–
Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	55.9	151	59.3
R	0.50	0.46	1.6
Q_{HE} , кВт Q_{HE} , kW	137.4	–	–
Q_{PH} , кВт Q_{PH} , kW	0.8	–	–
E_{comp}	5.0	–	–
W_{comp} , кВт W_{comp} , kW	32.6	–	–
Q_{cons} , кВт Q_{cons} , kW	365		

Примечание: N_{total} – суммарное число тарелок в колонне; N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменник; Q_{reb} – тепловая нагрузка кипятильника; R – флегмовое число; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; Q_{PH} – тепловая нагрузка в предподогревателе; E_{comp} – степень сжатия компрессора; W_{comp} – потребляемая мощность компрессора; Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией.

Note: N_{total} is the total number of plates in the column; N_{HE} is the heat supply plate number in the heat exchanger; Q_{reb} is the reboiler heat duty; R is the reflux ratio; Q_{HE} is the exchanger heat duty; Q_{PH} is the heat duty in the preheater; E_{comp} is the compressor compression ratio; W_{comp} is the compressor power consumption; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the scheme with thermal integration.

Таблица 8. Оптимизация рабочих параметров неадиабатической Схемы IV
 Table 8. Optimization of operation parameters for diabatic Scheme IV

E_{comp}	W_{comp} , кВт W_{comp} , kW	N_{HE}^2	Q_{HE}^1 , кВт Q_{HE}^1 , kW	Q_{HE}^2 , кВт Q_{HE}^2 , kW	Q_{reb}^{K1} , кВт Q_{reb}^{K1} , kW	Q_{PH} , кВт Q_{PH} , kW	Q_{cons} , кВт Q_{cons} , kW
3.5	17.4	25	27	35	126	0.8	178
4	19.4	26	16	55	123	0.8	181
4.3	20.5	27	14	76	113	0.8	175
4.6	21.5	28	16	93	99	0.8	164
4.8	24.8	29	13	105	83	0.8	157
5	32.6	30	25	136	31.7	0.8	130
5.4	34.2	31	27	136	37	0.8	140

Примечание: E_{comp} – степень сжатия компрессора; W_{comp} – потребляемая мощность компрессора; N_{HE}^2 – номер тарелки подачи второго потока в теплообменник; Q_{HE}^1 – тепловая нагрузка первого потока в теплообменнике; Q_{HE}^2 – тепловая нагрузка второго потока в теплообменнике; K1 – колонна ЭР; Q_{reb}^{K1} – тепловая нагрузка кипятильника K1; Q_{PH} – тепловая нагрузка в предподогревателе; Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией.

Note: E_{comp} is the compressor compression ratio; W_{comp} is the compressor power consumption; N_{HE}^2 is the second flow plate number in the heat exchanger; Q_{HE}^1 is the first flow heat duty in the heat exchanger; Q_{HE}^2 is the second flow heat duty in the heat exchanger; K1 is the extractive distillation column; Q_{reb}^{K1} is the reboiler heat duty in K1; Q_{PH} is the heat duty in the preheater; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the scheme with thermal integration.

Таблица 9. Оптимальные рабочие параметры неадиабатической Схемы IV
Table 9. Optimal operation parameters for diabatic Scheme IV

Параметры Parameters	K1	K2	K3
N_{total}	32	14	44
N_{HE}	24/31	–	–
Q_{reb}^* , кВт Q_{reb}^* , kW	31.7	151	59.3
R	0.49	0.46	1.6
Q_{HE}^* , кВт Q_{HE}^* , kW	137/25	–	–
Q_{PH}^* , кВт Q_{PH}^* , kW	0.8	–	–
E_{comp}	5.0	–	–
W_{comp}^* , кВт W_{comp}^* , kW	32.6	–	–
Q_{cons}^* , кВт Q_{cons}^* , kW	341		

Примечание: N_{total} – суммарное число тарелок в колонне; N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике; Q_{reb} – тепловая нагрузка кипятильника; R – флегмовое число; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; Q_{PH} – тепловая нагрузка в предподогревателе; E_{comp} – степень сжатия компрессора; W_{comp} – потребляемая мощность компрессора; Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией.

Note: N_{total} is the total number of plates in the column; N_{HE} is the heat supply plate number in the heat exchanger; Q_{reb} is the reboiler heat duty; R is the reflux ratio; Q_{HE} is the exchanger heat duty; Q_{PH} is the heat duty in the preheater; E_{comp} is the compressor compression ratio; W_{comp} is the compressor power consumption; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the scheme with heat integration.

Таблица 10. Энергетическая эффективность различных вариантов схем ЭР
Table 10. Energy efficiency of various variants of extractive distillation schemes

Параметры Parameters	Схема Scheme				
	Традиц. Convent.	I	II	III	IV
Q_{total}^* , кВт Q_{total}^* , kW	410	351	344	266	242
W_{comp}^* , кВт W_{comp}^* , kW	0	0	0	32.6	32.6
Q_{cons}^* , кВт Q_{cons}^* , kW	410	351	344	365	341
ΔQ_{cons}^* , %	0	14	16	11	17

Примечание: Q_{total} – суммарные энергетические затраты в кипятильниках колонн традиционной схемы; W_{comp} – потребляемая мощность компрессора; Q_{cons} – приведенные энергозатраты схемы с теплоинтеграцией; ΔQ_{cons} – снижение приведенных энергозатрат схемы с теплоинтеграцией.

Note: Q_{total} is total energy costs in reboilers of the columns in the conventional scheme; W_{comp} is the compressor power consumption; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the heat integration scheme; ΔQ_{cons} is the decrease in the reduced energy consumption in the heat integration scheme.

Как можно видеть из табл. 10, максимальное снижение приведенных энергозатрат достигается в Схеме IV. Однако для обеспечения работоспособности Схемы IV требуется применение компрессора с высокой ($E_{\text{comp}} = 5$) степенью сжатия, что может негативно сказаться на стоимости такой установки. В свою очередь, для работы Схем I и II повышение давления потоков, а соответственно, применение дорогостоящего компрессорного оборудования не требуется, при этом снижение энергозатрат по сравнению с традиционной схемой у Схем I и II соизмеримо со Схемой IV.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Рассмотрено применение неадиабатических схем в ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с ДМФА. Показано, что применение таких схем позволяет снижать приведенные энергетические затраты на 11–17%. При этом максимальное снижение энергозатрат достигается в Схеме IV с использованием компрессора, но эффективность схем без компрессора незначительно ниже, при этом технологическое оформление таких решений существенно проще, что делает их более привлекательными с точки зрения практической реализации. Таким образом, предложена нетрадиционная для процессов ЭР схема внешней теплоинтеграции, использующая в одной или нескольких колоннах неадиабатический процесс. Предлагаемое решение позволяет при

определенных характеристиках разделяемой смеси отказаться от применения тепловых насосов или принудительного повышения давления в отдельных секциях или колоннах схемы в целом.

Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке Министерства науки и высшего образования Российской Федерации в рамках Государственного задания РТУ МИРЭА, тема № 0706-2020-0020.

Acknowledgments

The study was supported by the Ministry of Science and Higher Education of the Russian Federation, the state assignment for RTU MIREA, No. 0706-2020-0020.

Вклад авторов

П.С. Клаузнер – планирование и проведение исследований, анализ материалов исследований, написание текста статьи;

Д.Г. Рудаков – проведение исследований, анализ материалов исследований;

Е.А. Анохина – руководство и научное консультирование;

А.В. Тимошенко – формулировка научной концепции работы, общее руководство.

Authors' contributions

P.S. Klauzner – planning and conducting research, analyzing research materials, writing the manuscript;

D.G. Rudakov – conducting research, analyzing research materials;

E.A. Anokhina – management and scientific consulting;

A.V. Timoshenko – formulation of the scientific concept, general management.

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

The authors declare no conflicts of interest.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ / REFERENCES

1. Фролкива А.К. *Разделение азеотропных смесей: физико-химические основы и технологические приемы*. М.: Владос; 2010. 192 с. ISBN 978-5-691-01743-8

[Frolkova A.K. *Razdelenie azeotropnykh smesei: Fiziko-khimicheskie osnovy i tekhnologicheskii priemy (Separation of Azeotropic Mixtures: Physical and Chemical Principles and Techniques)*. Moscow: Vlados; 2010. 192 p. (in Russ.). ISBN 978-5-691-01743-8]

2. Анохина Е.А. Энергосбережение в процессах экстрактивной ректификации. *Вестник МИТХТ (Тонкие химические технологии)*. 2013;8(5):3–19.

[Anokhina E.A. Energy saving in extractive distillation. *Tonk. Khim. Technol. = Fine Chem. Technol.* 2013;8(5):3–19 (in Russ.).]

3. Gerbaud V., Rodriguez-Donis I., Hegelyc L., Langc P., Denis F., Youe X. Q. Review of extractive distillation. Process design, operation, optimization and control. *Chem. Eng. Res. Des.* 2019;144:229–271. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.09.020>

4. Chen D., Yuan X., Xu L., Yu K. T. Comparison between Different Configurations of Internally and Externally Heat-Integrated Distillation by Numerical Simulation. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2013;52(16):5781–5790. <https://doi.org/10.1021/ie400112k>

5. Palacios-Bereche R., Ensinas A.V., Modesto M., Nebra S.A. Double-effect distillation and thermal integration applied to the ethanol production process. *Energy*. 2015;82:512–523. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.01.062>
6. Wang C., Guang C., Cui Y., Wang C., Zhang Z. Compared novel thermally coupled extractive distillation sequences for separating multi-azeotropic mixture of acetonitrile/benzene/methanol. *Chem. Eng. Res. Des.* 2018;136:513–528. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.06.017>
7. Gutierrez-Guerra R., Segovia-Hernández J.G., Hernandez S., Bonilla-Petriciolet A., Hernández H. Design and Optimization of Thermally Coupled Extractive Distillation Sequences. *Comput. Aided Chem. Eng.* 2009;26:189–194. [https://doi.org/10.1016/S1570-7946\(09\)70032-X](https://doi.org/10.1016/S1570-7946(09)70032-X)
8. Yang A., Sy Y., Chien I.L., Jin S., Yan C., Wei S., Shen W., et al. Investigation of an energy-saving double-thermally coupled extractive distillation for separating ternary system benzene/toluene/cyclohexane. *Energy*. 2019;186:115756. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.07.086>
9. Anokhina E.A., Timoshenko A.V., Akishin A.Y., Remizova A.V. Benzene purification from thiophene using dimethylformamide as an entrainer in thermally coupled extractive distillation columns. *Chem. Eng. Res. Des.* 2019;146:391–403. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2019.04.003>
10. Anokhina E., Timoshenko A. Criterion of the energy effectiveness of extractive distillation in the partially thermally coupled columns. *Chem. Eng. Res. Des.* 2015;99:165–175. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2015.03.006>
11. Hernández S. Analysis of energy-efficient complex distillation options to purify bioethanol. *Chem. Eng. Technol.* 2008;31(4):597–603. <https://doi.org/10.1002/ceat.200700467>
12. Gutiérrez-Guerra R., Segovia-Hernández J.G., Hernández S. Reducing energy consumption and CO₂ emissions in extractive distillation. *Chem. Eng. Res. Des.* 2009;87(2):145–152. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2008.07.004>
13. You X., Rodriguez-Donis I., Gerbaud V. Improved design and efficiency of the extractive distillation process for acetone–methanol with water. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2015;54(1):491–501. <https://doi.org/10.1021/ie503973a>
14. Zhang X., Li X., Li G., Zhu Z., Wang Y., Xu D. Determination of an optimum entrainer for extractive distillation based on an isovolatility curve at different pressures. *Sep. Purif. Technol.* 2018;201:79–95. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2018.03.007>
15. Luyben W.L. Control of heat-integrated extractive distillation processes. *Comput. Chem. Eng.* 2018;111:267–277. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2017.12.008>
16. Xu Y., Li J., Ye Q., Li Y. Design and optimization for the separation of tetrahydrofuran/isopropanol/water using heat pump assisted heat-integrated extractive distillation. *Sep. Purif. Technol.* 2021;277:119498. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2021.119498>
17. Xu Y., Li J., Ye Q., Li Y. Energy efficient extractive distillation process assisted with heat pump and heat integration to separate acetonitrile/1,4-dioxane/water. *Process Saf. Environ. Prot.* 2021;156:144–159. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2021.09.042>
18. Klauzner P.S., Rudakov D.G., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Use of Partially Thermally Coupled Distillation Systems and Heat Pumps for Reducing the Energy Consumption in the Extractive Distillation of an Isobutanol–Isobutyl Acetate Mixture Using Dimethylformamide. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2020;54(3):397–406. <https://doi.org/10.1134/S0040579520030070>
19. You X., Rodriguez-Donis I., Gerbaud V. Reducing process cost and CO₂ emissions for extractive distillation by double-effect heat integration and mechanical heat pump. *Appl. Energy*. 2016;166:128–140. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.01.028>
20. Mah R.S., Nicholas J.J., Wodnik R.B. Distillation with secondary reflux and vaporization: A comparative evaluation. *AIChE J.* 1977;23(5):651–658. <https://doi.org/10.1002/aic.690230505>
21. Jana A.K. Heat integrated distillation operation. *Appl. Energy*. 2010;87(5):1477–1494. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.10.014>
22. Kiss A.A., Olujić Ž. A review on process intensification in internally heat-integrated distillation columns. *Chem. Eng. Process.* 2014;86:125–144. <https://doi.org/10.1016/j.ccep.2014.10.017>
23. Naito K., Nakaiwa M., Huang K., Endo A., Aso K., Nakanishi T., et al. Operation of a bench-scale ideal heat integrated distillation column (HIDiC): An experimental study. *Comput. Chem. Eng.* 2000;24(2–7):495–499. [https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(00\)00513-5](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(00)00513-5)
24. Gadalla M., Jimenez L., Olujić Z., Jansens P.J. A thermohydraulic approach to conceptual design of an internally heat-integrated distillation column (i-HIDiC). *Comput. Chem. Eng.* 2007;31(10):1346–1354. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2006.11.006>
25. Hugill J.A., Hugill A., Anthony H.J. *System for stripping and rectifying a fluid mixture*: World Pat. WO2003011418-A. Publ. 13.02.2003.
26. Nakaiwa M., Huang K., Owa M., Akiya T., Nakane T., Takamatsu T. Operating an ideal heat integrated distillation column with different control algorithms. *Comput. Chem. Eng.* 1998;22(Suppl. 1):389–393. [https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(98\)00079-9](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(98)00079-9)
27. Nova-Rincón A., Ramos M.A., Gómez J.M. Simultaneous optimal design and operation of a diabatic extractive distillation column based on exergy analysis. *Int. J. Exergy*. 2015;17(3):287–312. <https://doi.org/10.1504/IJEX.2015.070500>
28. Aurangzeb Md., Jana A.K. Vapor recompression with interboiler in a ternary dividing wall column: Improving energy efficiency and savings, and economic performance. *Appl. Therm. Eng.* 2018;147:1009–1023. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.11.008>

Об авторах:

Клаузнер Павел Сергеевич, к.т.н., ассистент кафедры химии и технологии основного органического синтеза Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). E-mail: klauzner@mirea.ru. ResearcherID AAJ-7842-2021, SPIN-код РИНЦ 6922-6509, <https://orcid.org/0000-0001-5844-549X>

Рудаков Данила Григорьевич, к.т.н., доцент кафедры химии и технологии основного органического синтеза Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). E-mail: rudakov@mirea.ru. Scopus Author ID 37018548000, ResearcherID M-5241-2014, SPIN-код РИНЦ 2366-9449, <https://orcid.org/0000-0002-9892-7909>

Анохина Елена Анатольевна, д.т.н., профессор кафедры химии и технологии основного органического синтеза Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). E-mail: anokhina.ea@mail.ru. Scopus Author ID 6701718055, ResearcherID E-5022-2016, SPIN-код РИНЦ 8161-7762

Тимошенко Андрей Всеволодович, д.т.н., профессор кафедры химии и технологии основного органического синтеза Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). E-mail: timoshenko@mirea.ru. Scopus Author ID 56576076700, ResearcherID Y-8709-2018, SPIN-код РИНЦ 5687-7930, <https://orcid.org/0000-0002-6511-7440>

About the authors:

Pavel S. Klauzner, Cand. Sci. (Eng.), Assistant, Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow, 119571, Russia). E-mail: klauzner@mirea.ru. ResearcherID AAJ-7842-2021, RSCI SPIN-code 6922-6509, <https://orcid.org/0000-0001-5844-549X>

Danila G. Rudakov, Cand. Sci. (Eng.), Associate Professor, Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow, 119571, Russia). E-mail: rudakov@mirea.ru. Scopus Author ID 37018548000, ResearcherID M-5241-2014, RSCI SPIN-code 2366-9449, <https://orcid.org/0000-0002-9892-7909>

Elena A. Anokhina, Dr. Sci. (Eng.), Professor, Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow, 119571, Russia). E-mail: anokhina.ea@mail.ru. Scopus Author ID 6701718055, ResearcherID E-5022-2016, RSCI SPIN-code 8161-7762

Andrey V. Timoshenko, Dr. Sci. (Eng.), Professor, Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow, 119571, Russia). E-mail: timoshenko@mirea.ru. Scopus Author ID 56576076700, ResearcherID Y-8709-2018, RSCI SPIN-code 5687-7930, <https://orcid.org/0000-0002-6511-7440>

*Поступила: 09.08.2022; получена после доработки: 26.09.2022; принята к опубликованию: 30.01.2023.
The article was submitted: August 09, 2022; approved after reviewing: September 26, 2022; accepted for publication: January 30, 2023.*