
ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

THEORETICAL BASES OF CHEMICAL TECHNOLOGY

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

<https://doi.org/10.32362/2410-6593-2023-18-2-83-97>



УДК 660:51.001.57+66

НАУЧНАЯ СТАТЬЯ

**Применение схем неадиабатической экстрактивной
ректификации с предварительным отделением
азеотропообразующих компонентов для разделения смеси
ацетон–толуол–*n*-бутанол**

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. Исследование энергетической эффективности применения неадиабатической экстрактивной ректификации при разделении смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с диметилформамидом в качестве разделяющего агента в схеме с предварительным отделением азеотропообразующих компонентов.

Методы. В качестве основного метода исследования применялось математическое моделирование с использованием программного комплекса Aspen Plus V. 12. Моделирование парожидкостного равновесия производилось по уравнению 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 предварительным отделением азеотропообразующих компонентов было рассмотрено пять вариантов организации схем неадиабатической ректификации, как с использованием компрессора для достижения необходимой температуры потоков, так и без него.

Выводы. Показано, что применение неадиабатической экстрактивной ректификации в схеме разделения смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с диметилформамидом с предварительным отделением азеотропообразующих компонентов позволяет снизить приведенные энергетические затраты на 8.9–43.5%, при этом максимальное снижение энергозатрат достигается в схеме с использованием для обогрева колонны отделения азеотропообразующих компонентов верхних паровых потоков двух других колонн.

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

Для цитирования: Клаузнер П.С., Рудаков Д.Г., Анохина Е.А., Тимошенко А.В. Применение схем неадиабатической экстрактивной ректификации с предварительным отделением азеотропообразующих компонентов для разделения смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол. *Тонкие химические технологии*. 2023;18(2):83–97. <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2023-18-2-83-97>

RESEARCH ARTICLE

Application of diabatic extractive distillation schemes with preliminary separation of azeotropic components for separation of acetone–toluene–*n*-butanol mixture

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. The study aims to investigate the effectiveness of the use of various options for organizing the process of diabatic distillation in the separation of a mixture of acetone–toluene–*n*-butanol by extractive distillation using dimethylformamide as an entrainer in a scheme with preliminary separation of azeotropic components.

Methods. As the main research method, mathematical modeling in the Aspen Plus V. 12 software package was used. As a model for describing vapor–liquid equilibrium, the local composition Non-Random Two Liquid equation model was used. Parametric optimization of diabatic schemes was carried out according to the criterion of reduced energy costs.

Results. Based on the scheme for extractive distillation of an acetone–toluene–*n*-butanol mixture with preliminary separation of azeotropic components, five options for organizing diabatic distillation schemes were considered, both with and without use of a compressor to reach a required flows temperature.

Conclusion. It is shown that the use of diabatic schemes in the extractive distillation of a acetone–toluene–*n*-butanol mixture with dimethylformamide makes it possible to diminish the reduced energy costs by 8.9–43.5%. Meanwhile the maximum reduction in energy consumption is achieved in a scheme where upper vapor flows of two other columns are used to heat the azeotropic components separating column.

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

For citation: Klauzner P.S., Rudakov D.G., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Application of diabatic extractive distillation schemes with preliminary separation of azeotropic components for separation of acetone–toluene–*n*-butanol mixture. *Tonk. Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2023;18(2):83–97 (Russ., Eng.). <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2023-18-2-83-97>

ВВЕДЕНИЕ

Метод экстрактивной ректификации (ЭР) применяется в промышленности основного органического и нефтехимического синтеза для разделения неидеальных смесей. Использование ЭР в крупнотоннажных процессах сопряжено со значительным энергопотреблением, что делает снижение энергетических затрат на ее проведение важной задачей. Как и в случае обычной ректификации, для этого могут быть использованы различные методы, в том числе внутренняя [1–3] и внешняя [4–6] теплоинтеграция, а также их сочетание [7–9].

Один из методов, позволяющий снижать энергетические затраты в процессе ЭР, заключается в применении схем неадиабатической ректификации, в которых осуществляется внешний подвод (или отвод) теплоты на тарелки колонн за счет интеграции тепла потоков между различными аппаратами схемы. Схемы неадиабатической ректификации обладают рядом преимуществ перед другими вариантами организации теплоинтеграции [10], однако особенности и закономерности их применения в ЭР в настоящее время практически не изучены.

В предыдущей работе [11] нами была проведена оценка энергоэффективности применения неадиабатической ректификации в схеме ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с диметилформамидом (ДМФА), в которой разделяющий агент используется в первой колонне схемы. На основе данной схемы, было предложено четыре схемы неадиабатической ректификации, две из которых оказались работоспособными без повышения давления паровых потоков в компрессорах, а в двух других для обеспечения необходимой для теплообмена разности температур требовалось применять сжатие потоков в компрессоре. Было показано, что за счет организации неадиабатического процесса приведенные энергетические затраты снижаются на 11–17%, при этом схемы неадиабатической ректификации с компрессором в рассматриваемом случае не имеют существенных преимуществ по энергоэффективности по сравнению со схемами без компрессора.

Цель данной работы заключается в синтезе схем неадиабатической ректификации на основе другого варианта традиционной схемы ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с ДМФА – схемы с предварительным выделением азеотропообразующих компонентов (рис. 1) – и оценке их энергетической эффективности.

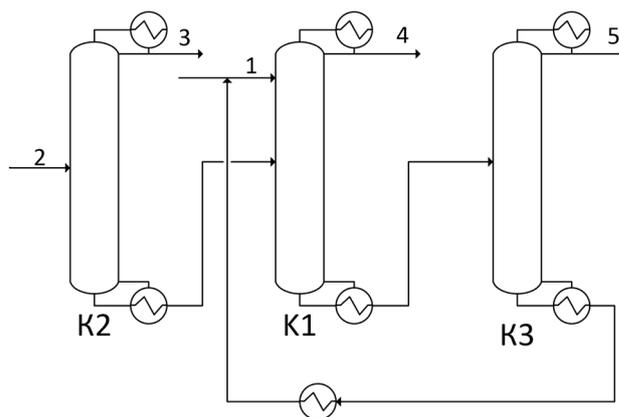


Рис. 1. Схема ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с разделяющим агентом ДМФА с предварительным выделением азеотропообразующих компонентов. Здесь и далее: K1 – колонна ЭР; K2 – колонна выделения ацетона; K3 – колонна регенерации разделяющего агента; 1 – разделяющий агент ДМФА; 2 – исходная смесь; 3 – ацетон;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

Fig. 1. Scheme of extractive distillation of the acetone–toluene–*n*-butanol mixture with dimethylformamide (DMF) as the entrainer with preliminary separation of azeotropic components. 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

Моделирование и определение оптимальных параметров схем выполняли в программном комплексе *Aspen Plus v.12.1* (*Aspen Technology*, США). В качестве исходных данных для разработки схем неадиабатической ректификации использовали результаты оптимизации традиционной схемы ЭР исследуемой смеси (рис. 1), полученные в диссертации Е.А. Анохиной¹. Для описания парожидкостного равновесия в системе ацетон–толуол–*n*-бутанол с ДМФА применяли уравнение локальных составов Non-Random Two Liquid (NRTL) с параметрами, опубликованными Е.А. Анохиной.

Как и в предыдущей нашей работе [11], расчеты схем проводили на 1000 кг/ч исходной смеси, содержащий 71.3 мас. % ацетона, 14.7 мас. % толуола и 14.0 мас. % *n*-бутанола. Температура потока питания – 61.8 °С, давление – 101.3 кПа. Давление верха колонн было принято равным 101.3 кПа, рассматривались колонны с теоретическими

¹ 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.).]

тарелками. Расчеты выполнялись в проектно-проверочном варианте с закрепленным качеством продуктовых потоков, которое было задано таким же, как и в работе [11] и диссертации Е.А. Анохиной, а именно: концентрация ацетона и *n*-бутанола 99.5 мас. %, концентрация толуола 99.6 мас. %, концентрация ДМФА 99.99 мас. %. Оптимальные рабочие параметры традиционной схемы из двух-отборных колонн приведены в табл. 1.

Для практической реализации схем неадиабатической ректификации необходимо обеспечить достаточную для обеспечения движущей силы теплообмена разность температуры потока, теплоту которого предполагается использовать (источник тепла), и температуры на тарелках отгонной секции

колонн, в которые это тепло направлено (приемник тепла). Как и в предыдущей нашей работе [11], при моделировании схем разность температур ΔT между источником и приемником тепла принимали равной не менее 10 °С. Для оценки принципиальной возможности реализации схем неадиабатической ЭР с заданными параметрами теплообмена и предварительного выбора необходимой степени сжатия E_{comp} в компрессоре был проведен анализ температурных профилей всех колонн традиционной схемы, которые представлены на рис. 2.

Как можно видеть, наиболее высокие температуры наблюдаются на тарелках укрепляющих секций колонн К1 и К3. Температура на тарелках укрепляющей секции колонны К2 значительно

Таблица 1. Оптимальные рабочие параметры схемы ЭР с предварительным выделением азеотропообразующих компонентов (см. сноску 1)

Table 1. Optimal operating parameters of extractive distillation scheme with preliminary separation of azeotropic components (Footnote 1)

Параметры Parameters	К1	К2	К3
N_{total}	45	18	44
N_F	35	10	9
N_S	20	–	–
Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	92.3	153.1	107.1
Q_{cond} , кВт Q_{cond} , kW	78.3	146.3	107.1
R	4.4	0.44	3.7
T_{cond} , °С	110.3	56.2	117.8
T_{reb} , °С	142.0	105.9	151.8
S , кг/ч S , kg/h	395.3	–	–
T_S , °С	100	–	–
Q_{total} , кВт Q_{total} , kW	352.6		

Примечание: К1 – колонна ЭР; К2 – колонна выделения ацетона; К3 – 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.

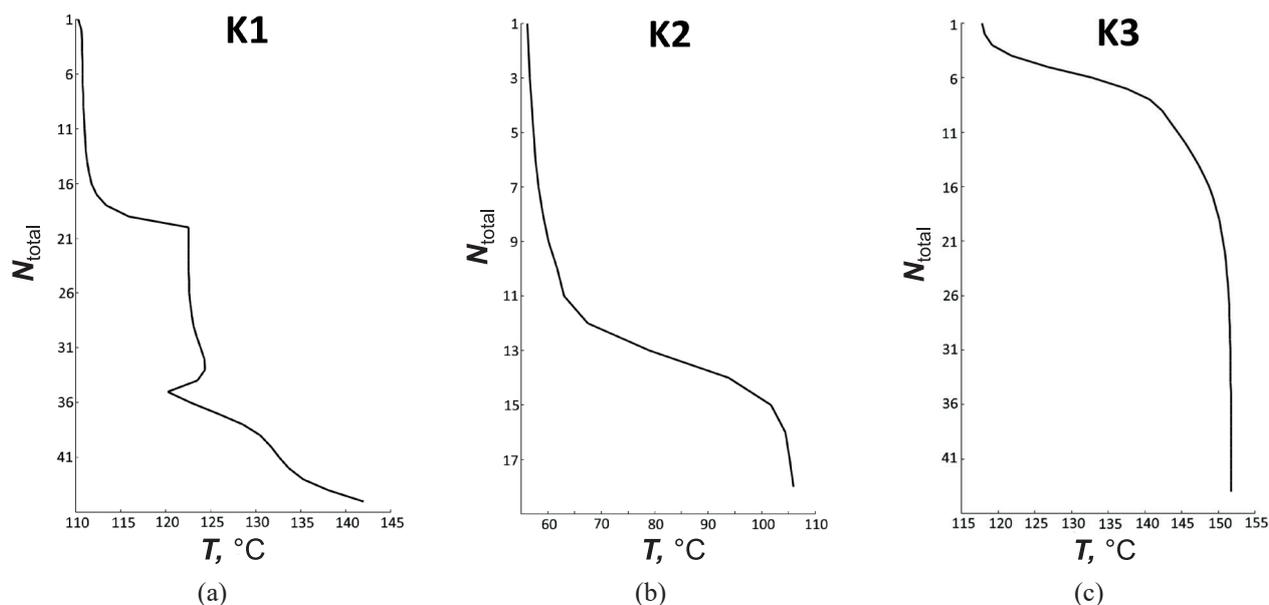


Рис. 2. Температурные профили колонн традиционной схемы ЭР:

(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.

ниже, поэтому для обеспечения переноса тепла в неадиабатических схемах рассматривали только верхние потоки пара колонн K1 и K3. Таким образом, на основе анализа профилей можно предложить пять вариантов схем неадиабатической ректификации (рис. 3):

Схема I (рис. 3а). Для обогрева колонны K2 используется верхний паровой поток колонны K3. При этом температуры потока достаточно, чтобы обеспечить подвод тепла к любой тарелке отгонной секции колонны K2 без дополнительного сжатия.

Схема II (рис. 3б). Обогрев колонны K2 обеспечивается за счет использования верхнего парового потока колонны K1. В этом случае подвод тепла без применения компрессора возможен на тарелки с 11-й по 14-ю.

Схема III (рис. 3с). Обогрев колонны K2 осуществляется одновременно с использованием паровых потоков колонн K1 и K3.

Схема IV (рис. 3д). Для обогрева колонны K3 применяется верхний поток пара колонны K1. В данном случае для обеспечения заданной разности температур ΔT между источником и приемником тепла необходимо использовать компрессор со степенью сжатия не менее 2.4.

Схема V (рис. 3е). Для обогрева колонны K1 применяется верхний поток пара колонны K3. В данном случае для обеспечения движущей силы теплообмена также необходимо сжатие потока в компрессоре со степенями сжатия $1.6 \leq E_{\text{comp}} \leq 2.2$. При $E_{\text{comp}} > 2.2$ возможна подача тепла в кипятильник

колонны K1 и, таким образом, реализация адиабатической схемы с тепловым насосом.

Отметим, что в схемах с компрессором перед ним установлен предварительный подогреватель для предотвращения возможной кавитации. Тепловая нагрузка на предварительный подогреватель обозначена Q_{PH} .

Сопоставление схем неадиабатической ректификации с традиционной схемой ЭР проводили по критерию приведенных энергетических затрат (Q_{cons}), которые рассчитывали по формуле, предложенной авторами [12]:

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

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

Корректное сопоставление схем предполагает сравнение их энергопотребления при оптимальном для каждой из них наборе рабочих параметров. Оптимальные параметры традиционной схемы ЭР определены в диссертации Е.А. Анохиной (сноска 1) и представлены в табл. 1.

Критерием оптимизации неадиабатических схем являлись приведенные энергетические затраты Q_{cons} , параметрами оптимизации – положение тарелки подвода тепла к отгонной секции колонны N_{HE} , количество подводимого тепла Q_{HE} и степень сжатия

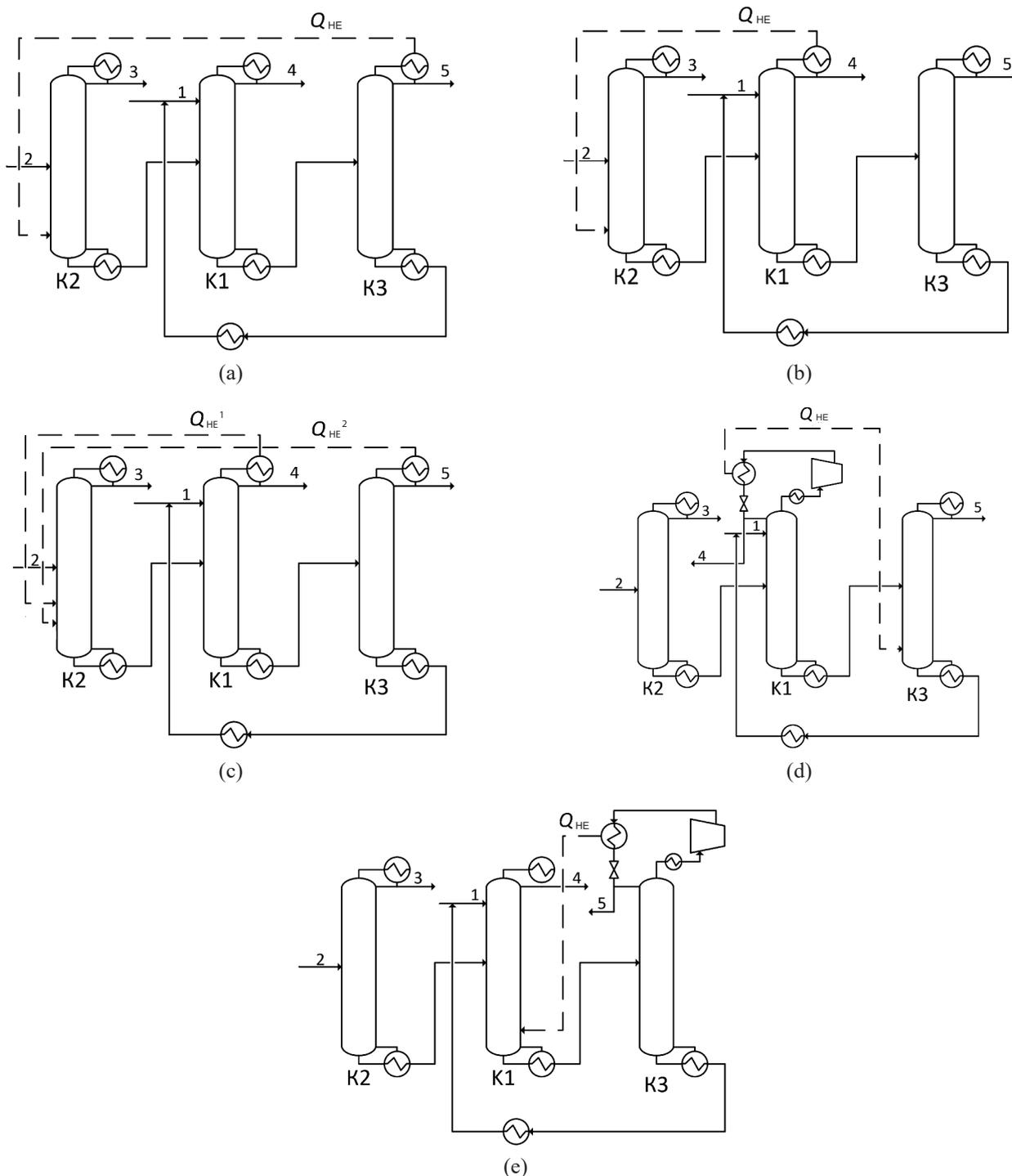


Рис. 3. Неадиабатические схемы ЭР: (а) Схема I, (б) Схема II, (с) Схема III, (д) Схема IV, (е) Схема V.

Fig. 3. Diabatic extractive distillation schemes: (a) Scheme I, (b) Scheme II, (c) Scheme III, (d) Scheme IV, (e) Scheme V.

в компрессоре E_{comp} , необходимая для обеспечения принятого значения ΔT . При этом процедура оптимизации имела некоторые особенности для каждой из рассматриваемых схем.

Как уже указывалось, температуры потока, выходящего сверху колонны K3 ($T_{\text{cond}} = 117.8 \text{ }^\circ\text{C}$) в Схеме I достаточно, чтобы обеспечить подвод тепла к любой из тарелок отгонной секции колонны K2. При этом может быть использована

вся теплота, отдаваемая этим потоком при полной конденсации, 107.2 кВт. Таким образом, для данной схемы единственным параметром оптимизации является положение тарелки подвода тепла N_{HE} . Результаты, отражающие поиск оптимального положения N_{HE} , представлены в табл. 2.

Видно, что чем ближе к кипятильнику расположена тарелка подвода тепла N_{HE} , тем меньше флегмовое число и нагрузка на кипятильник колонны.

Таблица 2. Зависимость параметров колонны К2 неадиабатической Схемы I от положения тарелки подвода тепла N_{HE}
Table 2. Dependence of the parameters of column K2 for diabatic Scheme I on the position of the heat supply stage N_{HE}

N_{HE}	$\frac{Q_{HE}, \text{кВт}}{Q_{HE}, \text{kW}}$	$\frac{Q_{reb}^{K2}, \text{кВт}}{Q_{reb}^{K2}, \text{kW}}$	R^{K2}
11	107.2	57.18	0.56
12	107.2	53.38	0.52
13	107.2	51.16	0.52
14	107.2	49.52	0.48
15	107.2	48.20	0.47
16	107.2	47.16	0.46
17	107.2	46.39	0.45

Примечание: N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; К2 – колонна выделения ацетона; Q_{reb}^{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_{reb}^{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}	45	18	44
N_{HE}	–	17	–
$\frac{Q_{reb}, \text{кВт}}{Q_{reb}, \text{kW}}$	92.3	46.4	107.1
R	4.4	0.45	3.7
$\frac{Q_{HE}, \text{кВт}}{Q_{HE}, \text{kW}}$	–	107.2	–
$\frac{Q_{cons}, \text{кВт}}{Q_{cons}, \text{kW}}$	245.8		

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.

Наиболее эффективным оказывается подвод тепла к нижней (17-й) тарелке колонны. Оптимальные рабочие параметры Схемы I представлены в табл. 3.

Аналогичным образом выполнялась оптимизация Схемы II, с той лишь разницей, что температуры верхнего парового потока колонны К1 ($T_{cond} = 110.3 \text{ }^\circ\text{C}$) достаточно только для подвода тепла к тарелкам отгонной секции колонны К2

с 11-й по 14-ю. Результаты определения оптимального положения N_{HE} в колонне К2 Схемы II представлены в табл. 4, а оптимальные рабочие параметры неадиабатической Схемы II – в табл. 5.

Для Схемы III необходимо определить оптимальные положения двух тарелок подвода тепла – N_{HE}^1 (от колонны К1) и N_{HE}^2 (от колонны К3) – в колонну К2, а также количество подведенной

Таблица 4. Зависимость параметров колонны K2 неадиабатической Схемы II от положения тарелки подвода тепла N_{HE}
Table 4. Dependence of the parameters of column K2 for diabatic Scheme II on the position of the heat supply stage N_{HE}

N_{HE}	$\frac{Q_{HE}, \text{кВт}}{Q_{HE}, \text{kW}}$	$\frac{Q_{reb}^{K2}, \text{кВт}}{Q_{reb}^{K2}, \text{kW}}$	R^{K2}
11	78.3	80.27	0.50
12	78.3	77.95	0.48
13	78.3	76.93	0.47
14	78.3	76.29	0.46

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

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

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

Параметры Parameters	K1	K2	K3
N_{total}	45	18	44
N_{HE}	–	14	–
$\frac{Q_{reb}, \text{кВт}}{Q_{reb}, \text{kW}}$	92.3	76.3	107.1
R	4.4	0.46	3.7
$\frac{Q_{HE}, \text{кВт}}{Q_{HE}, \text{kW}}$	–	78.3	–
$\frac{Q_{cons}, \text{кВт}}{Q_{cons}, \text{kW}}$	275.7		

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.

теплоты, передаваемой от парового потока колонны K1 (Q_{HE}^1) и парового потока колонны K3 (Q_{HE}^2). Результаты оптимизации приведены в табл. 6.

Можно видеть, что количество тепла, выделяемое при полной конденсации паровых потоков, при положении $N_{HE}^2 = 16$ или $N_{HE}^2 = 17$ оказывается даже избыточным, и при реализации такой схемы дополнительный подвод тепла в кипятильник колонны K2 не требуется. При этом наименьшие значения флегмового числа в колонне K2 наблюдаются при $N_{HE}^1 = 13$ и $N_{HE}^2 = 17$. Оптимальные рабочие параметры Схемы III представлены в табл. 7.

В Схеме IV (рис. 3d) температуры верхнего парового потока колонны K1 ($T_{cond} = 110.3 \text{ }^\circ\text{C}$) недостаточно для обеспечения обогрева отгонной секции колонны K3. Для достижения необходимой разности температур требуется повышать давление потока в компрессоре. Таким образом, для данной схемы необходимо определять оптимальное положение тарелки N_{HE} и оптимальное значение степени сжатия в компрессоре E_{comp} . Из формулы (1) следует, что минимальное значение приведенных энергетических затрат (Q_{cons}) будет достигаться при минимальном W_{comp} , а, соответственно, при минимальной E_{comp} , при которой обеспечивается необходимая разность

Таблица 6. Результаты поиска оптимальных рабочих параметров неадиабатической Схемы III
Table 6. Results of the search for optimal operating parameters of the diabatic Scheme III

N_{HE}^1	N_{HE}^2	$\frac{Q_{HE}^1, \text{кВт}}{Q_{HE}^1, \text{kW}}$	$\frac{Q_{HE}^2, \text{кВт}}{Q_{HE}^2, \text{kW}}$	R^{K2}	$\frac{Q_{reb}^{K2}, \text{кВт}}{Q_{reb}^{K2}, \text{kW}}$
11	11	78.3	107.2	0.92	27.91
	12	78.3	107.2	0.87	22.80
	13	78.3	107.2	0.82	17.67
	14	78.3	107.2	0.76	11.95
	15	78.3	107.2	0.70	5.25
	16	68.6	107.2	0.59	0.00
	17	54.0	107.2	0.47	0.00
12	11	78.3	107.2	0.87	23.25
	12	78.3	107.2	0.86	22.17
	13	78.3	107.2	0.81	17.04
	14	78.3	107.2	0.76	11.29
	15	78.3	107.2	0.69	4.49
	16	66.0	107.2	0.57	0.00
	17	52.6	107.2	0.46	0.00
13	11	78.3	107.2	0.83	18.55
	12	78.3	107.2	0.82	17.45
	13	78.3	107.2	0.81	16.47
	14	78.3	107.2	0.75	10.70
	15	78.3	107.2	0.68	3.80
	16	64.7	107.2	0.56	0.00
	17	51.9	107.2	0.45	0.00
14	11	78.3	107.2	0.78	13.32
	12	78.3	107.2	0.76	12.15
	13	78.3	107.2	0.75	11.11
	14	78.3	107.2	0.74	10.15
	15	78.3	107.2	0.68	3.13
	16	63.2	107.2	0.54	0.00
	17	51.3	107.2	0.49	0.00

Примечание: N_{HE}^1 – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике в колонну K2 от колонны K1; N_{HE}^2 – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике в колонну K2 от колонны K3; Q_{HE}^1 – тепловая нагрузка теплообменника от парового потока колонны K1; Q_{HE}^2 – тепловая нагрузка теплообменника от парового потока колонны K3; K2 – колонна выделения ацетона; Q_{reb}^{K2} – тепловая нагрузка кипятильника в K2; R^{K2} – флегмовое число в K2.

Note: N_{HE}^1 is the heat supply plate number in the heat exchanger to column K2 from column K1; N_{HE}^2 is the heat supply plate number in the heat exchanger to column K2 from column K3; Q_{HE}^1 is the exchanger heat duty from the steam flow of column K1; Q_{HE}^2 is the exchanger heat duty from the steam flow of column K3; K2 is the acetone separation column; Q_{reb}^{K2} is the reboiler heat duty in K2; R^{K2} is the reflux ratio in K2.

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

Параметры Parameters	K1	K2	K3
N_{total}	45	18	44
N_{HE}^1	–	13	–
N_{HE}^2	–	17	–
Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	92.3	0	107.1
R	4.4	0.45	3.7
Q_{HE}^1 , кВт Q_{HE}^1 , kW	–	51.9	–
Q_{HE}^2 , кВт Q_{HE}^2 , kW	–	107.2	–
Q_{cons} , кВт Q_{cons} , kW	199.4		

Примечание: N_{total} – суммарное число тарелок в колонне; N_{HE}^1 – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике в колонну K2 от колонны K1; N_{HE}^2 – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике в колонну K2 от колонны K3; Q_{reb} – тепловая нагрузка кипятильника; R – флегмовое число; Q_{HE}^1 – тепловая нагрузка теплообменника от парового потока колонны K1; Q_{HE}^2 – тепловая нагрузка теплообменника от парового потока колонны K3; 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}^1 is the heat supply plate number in the heat exchanger to column K2 from column K1; N_{HE}^2 is the heat supply plate number in the heat exchanger to column K2 from column K3; Q_{reb} is the reboiler heat duty; R is the reflux ratio; Q_{HE}^1 is the exchanger heat duty from the steam flow of column K1; Q_{HE}^2 is the exchanger heat duty from the steam flow of column K3; 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 8. Результаты поиска оптимальных рабочих параметров неадиабатической Схемы IV
 Table 8. Results of the search for optimal operating parameters of the diabatic Scheme IV

E_{comp}	W_{comp} , кВт W_{comp} , kW	N_{HE}	Q_{HE} , кВт Q_{HE} , kW	Q_{reb}^{K3} , кВт Q_{reb}^{K3} , kW	Q_{PH} , кВт Q_{PH} , kW	Q_{cons} , кВт Q_{cons} , kW
2.4	9.0	10	71.4	99.7	4.5	131.2
2.5	9.5	12	71.3	96.2	4.5	129.2
2.6	9.9	14	71.0	92.9	4.5	127.1
2.7	10.3	15	70.9	91.3	4.9	127.1
2.8	10.8	43	70.9	36.8	5.2	74.4

Примечание: E_{comp} – степень сжатия компрессора; W_{comp} – потребляемая мощность компрессора; N_{HE} – номер тарелки подвода тепла в теплообменнике; Q_{HE} – тепловая нагрузка теплообменника; K3 – колонна ЭР; Q_{reb}^{K3} – тепловая нагрузка кипятильника K3; 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; K3 is the extractive distillation column; Q_{reb}^{K3} is the reboiler heat duty in K3; Q_{PH} is the heat duty in the preheater; Q_{cons} is the reduced energy consumption in the scheme with thermal integration.

ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ

температур между источником и приемником тепла. При этом минимальное значение E_{comp} зависит от положения тарелки подвода тепла. Результаты оптимизации Схемы IV приведены в табл. 8.

Интересно отметить, что при повышении E_{comp} от 2.4 до 2.7 диапазон тарелок в исчерпывающей секции, к которым возможен подвод тепла в колонне К3, увеличивается плавно, а при $E_{comp} = 2.8$ наблюдается резкий скачок, и подвод тепла становится возможен уже к любой тарелке отгонной секции колонны. Вероятно, это связано с особенностью профиля температур по высоте колонны К3 (рис. 2с), в отгонной части которой существует зона, где температура по высоте колонны практически не изменяется. Оптимальные рабочие параметры Схемы IV представлены в табл. 9.

Аналогичным образом проводилась оптимизация Схемы V. Результаты представлены в табл. 10 и 11.

В табл. 12 представлены значения приведенных энергозатрат для традиционной схемы ЭР из двухотборных колонн и полученных на ее основе схем неадиабатической ЭР. Снижение приведенных энергозатрат ΔQ_{cons} рассчитывали по формуле (2):

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

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

Из табл. 12 видно, что наибольшее снижение энергозатрат по сравнению с традиционной схемой обеспечивают неадиабатические Схемы I, II и III, в которых отсутствуют компрессоры. При этом энергоэффективность Схемы I выше, чем Схемы II,

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

Параметры Parameters	K1	K2	K3
N_{total}	45	18	44
N_{HE}	–	–	43
Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	92.3	153.1	36.8
R	4.4	0.44	3.7
Q_{HE} , кВт Q_{HE} , kW	–	–	70.9
Q_{PH} , кВт Q_{PH} , kW	5.2	–	–
E_{comp}	2.8	–	–
W_{comp} , кВт W_{comp} , kW	10.8	–	–
Q_{cons} , кВт Q_{cons} , kW	319.8		

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 10. Результаты поиска оптимальных рабочих параметров неадиабатической Схемы V
Table 10. Results of the search for optimal operating parameters of the diabatic Scheme V

E_{comp}	W_{comp} , кВт W_{comp} , kW	N_{HE}	Q_{HE} , кВт Q_{HE} , kW	$Q_{\text{reb}}^{\text{K1}}$, кВт $Q_{\text{reb}}^{\text{K1}}$, kW	Q_{PH} , кВт Q_{PH} , kW	Q_{cons} , кВт Q_{cons} , kW
1.6	1.1	37	10.8	89.3	0.2	92.8
1.7	1.3	38	12.4	87.4	0.3	91.6
1.8	1.4	39	14.4	85.4	0.3	89.9
1.9	2.0	42	27.9	71.7	0.5	78.2
2.0	3.1	43	40.1	59.6	0.7	69.6
2.2	4.0	44	44.3	50.1	0.9	63.0

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; $Q_{\text{reb}}^{\text{K1}}$ – 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; $Q_{\text{reb}}^{\text{K1}}$ 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 11. Оптимальные рабочие параметры неадиабатической Схемы V
Table 11. Optimal operation parameters for diabatic Scheme V

Параметры Parameters	K1	K2	K3
N_{total}	45	18	44
N_{HE}	44	–	–
Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	50.1	153.1	107.1
R	4.4	0.44	3.7
Q_{HE} , кВт Q_{HE} , kW	44.3	–	–
Q_{PH} , кВт Q_{PH} , kW	–	–	0.9
E_{comp}	–	–	2.2
W_{comp} , кВт W_{comp} , kW	–	–	4.0
Q_{cons} , кВт Q_{cons} , kW	323.2		

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 12. Энергетическая эффективность различных вариантов схем ЭР
Table 12. Energy efficiency of various variants of extractive distillation schemes

Параметры Parameters	Схема Scheme					
	Традиц. Convent.	I	II	III	IV	V
Q_{total} , кВт Q_{total} , kW	352.6	245.8	275.7	199.4	282.2	304.5
W_{comp} , кВт W_{comp} , kW	0	0	0	0	10.8	4.0
Q_{cons} , кВт Q_{cons} , kW	352.6	245.8	275.7	199.4	319.8	323.2
ΔQ_{cons} , %	0	30.3	21.8	43.5	9.3	8.9

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.

поскольку при конденсации парового потока колонны К3 выделяется большее количество тепла, чем при конденсации парового потока колонны К1, и за счет этого энергопотребление в кипятильнике колонны К2 в Схеме I снижается в 3.3 раза, а в Схеме II – только в 2 раза по сравнению с традиционной схемой. Максимальное снижение приведенных энергозатрат достигается в Схеме III: в этой схеме не требуется дополнительный подвод тепла к кипятильнику колонны К2 ($Q_{reb}^{K2} = 0$), поскольку паровые потоки, выходящие сверху колонн К1 и К3 полностью обеспечивают ее обогрев, при этом сжатие паровых потоков с применением компрессора для повышения их температуры также не требуется. Энергоэффективность Схем IV и V существенно меньше, чем Схем I–III, несмотря на то, что энергопотребление в кипятильнике колонны К3 Схемы IV снижается в 2.9 раза, а в кипятильнике колонны К1 Схемы V – в 1.8 раза по сравнению с энергопотреблением соответствующих колонн традиционной схемы. Это связано как с наличием компрессоров в Схемах IV и V, так и с тем, что доля колонны К1 и колонны К3 в суммарных энергозатратах традиционной Схемы 2 составляет 26.2 и 30.4%, соответственно, а доля колонны К2 – 43.4%, поэтому снижение энергозатрат в кипятильниках этих колонн вносит меньший вклад в снижение энергопотребления Схемы 2, чем снижение энергозатрат в кипятильнике колонны К2.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Таким образом, на базе традиционной схемы ЭР смеси ацетон–толуол–*n*-бутанол с предварительным отделением азеотропообразующих компонентов синтезировано пять вариантов схем с теплоинтеграцией колонн за счет неадиабатической ректификации. Определены оптимальные параметры указанных схем по критерию приведенных энергетических затрат. Установлено, что схемы неадиабатической ЭР характеризуются на 8.9–43.5% меньшими приведенными энергозатратами, чем традиционная схема из двухотборных колонн. При этом наибольшее снижение энергопотребления достигается в схеме неадиабатической ректификации, в которой для обогрева колонны отделения азеотропообразующих компонентов используются паровые потоки, выходящие сверху двух других колонн: колонны ЭР и колонны регенерации ДМФА.

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. 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>

2. 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>

3. 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>

4. 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>

5. You X., Gu J., Peng C., Rodriguez-Donis I., Liu H. Optimal design of extractive distillation for acetic acid dehydration with *N*-methyl acetamide. *Chem. Eng. Process.: Process Intensif.* 2017;120:301–316. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2017.07.025>

6. 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>

7. Клаузнер П.С., Рудаков Д.С., Анохина Е.А., Тимошенко А.В. Применение схем с частично связанными тепловыми и материальными потоками и тепловых насосов для снижения энергетических затрат на экстрактивную ректификацию смеси изобутиловый спирт–изобутилацетат с диметилформамидом. *Теор. основы хим. технологии*. 2020;54(3):276–285. <https://doi.org/10.31857/S0040357120030070>

[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>]

[Original Russian Text: 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. *Teoreticheskie osnovy khimicheskoi tekhnologii*. 2020;54(3):276–285. <https://doi.org/10.31857/S0040357120030070>]

8. 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>

9. Jana A.K. Performance analysis of a heat integrated column with heat pumping. *Sep. Purif. Technol.* 2019;209:18–25. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2018.07.011>

10. 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>

11. 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>

[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 (in Russ.). <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2023-18-1-7-20>]

12. 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: 13.09.2022; получена после доработки: 26.11.2022; принята к опубликованию: 23.03.2023.
The article was submitted: September 13, 2022; approved after reviewing: November 26, 2022; accepted for publication: March 23, 2023.*