

Теоретические основы химической технологии
Theoretical basis of chemical technology

УДК 660:51.001.57+66

<https://doi.org/10.32362/2410-6593-2025-20-2-95-106>

EDN XRBSSO



НАУЧНАЯ СТАТЬЯ

Экстрактивная ректификация смеси тетрагидрофуран–этилацетат–вода в схемах, включающих колонны с боковыми секциями и отборами

Д.Г. Рудаков, С.М. Харламов, П.С. Клаузнер✉, Е.А. Анохина, А.В. Тимошенко

МИРЭА – Российский технологический университет (Институт тонких химических технологий им. М. В. Ломоносова), Москва, 119454 Россия

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

Аннотация

Цели. Провести оценку энергетической эффективности применения схем, включающих колонны с боковыми секциями и отборами, в процессе экстрактивной ректификации смеси тетрагидрофуран–этилацетат–вода с диметилсульфоксидом в качестве разделяющего агента.

Методы. Основным методом исследования являлся вычислительный эксперимент, реализуемый с применением программного комплекса Aspen Plus v. 12. Для моделирования парожидкостного равновесия было использовано уравнение локальных составов UNIQUAC. Параметрическая оптимизация всех рассмотренных в работе схем экстрактивной ректификации выполнялась по критерию суммарных энергетических затрат в кипятильниках колонн.

Результаты. С применением метода графов на основе базовой схемы двухступенчатой экстрактивной ректификации, состоящей из двухотборных колонн, синтезировано два варианта схем, включающих комплексы с частично связанными тепловыми и материальными потоками, и два варианта схем, включающих колонны с боковым отбором. Определены оптимальные рабочие параметры базовой схемы, а также всех полученных на ее основе схем. Схемы, включающие колонны с боковыми отборами, смоделированы в двух вариантах, а именно: с отбором бокового потока в паровой и в жидкой фазах. Проведена оценка энергоэффективности предложенных схем по сравнению с базовой схемой.

Выводы. Выявлено, что фазовое состояние бокового отбора мало влияет на суммарные энергозатраты в кипятильниках колонн, при этом количество жидкофазного бокового потока в 1.4–5.2 раза больше, чем парофазного. Установлено, что среди схем, включающих сложные колонны с боковой секцией, максимальное снижение энергозатрат на 5.9% относительно схемы из двухотборных колонн обеспечивает схема, в которой реализуется термическая связь между второй экстрактивной колонной и колонной регенерации разделяющего агента. Термическое связывание экстрактивных колонн дает существенно меньшую экономию энергозатрат (1.36%). Среди схем, включающих сложные колонны с боковым отбором, наибольшей энергоэффективностью (5.9%) характеризуется схема, в которой осуществляется отбор потока в паровой фазе из второй экстрактивной колонны в колонну регенерации.

Ключевые слова

экстрактивная ректификация, боковые отборы, боковые секции, тетрагидрофуран, этилацетат, вода, энергосбережение

Поступила: 16.10.2024

Доработана: 19.12.2024

Принята в печать: 21.02.2025

Для цитирования

Рудаков Д.Г., Харламов С.М., Клаузнер П.С., Анохина Е.А., Тимошенко А.В. Экстрактивная ректификация смеси тетрагидрофуран – этилацетат – вода в схемах, включающих колонны с боковыми секциями и отборами. *Тонкие химические технологии*. 2025;20(2):95–106. <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2025-20-2-95-106>

RESEARCH ARTICLE

Extractive distillation of tetrahydrofuran–ethyl acetate–water mixture in schemes including columns with side sections and side draws

Danila G. Rudakov, Sergey M. Kharlamov, Pavel S. Klauzner✉, Elena A. Anokhina,
Andrey V. Timoshenko

MIREA – Russian Technological University (M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies), Moscow,
119454 Russia

✉ Corresponding author; e-mail: klauzner@mirea.ru

Abstract

Objectives. The work set out to evaluate the energy efficiency of using schemes including columns with side sections and side draws in the extractive distillation of tetrahydrofuran–ethyl acetate–water mixture with dimethyl sulfoxide as an entrainer.

Methods. The main research method consisted of a computational experiment with the Aspen Plus v. 12 software package. The local composition UNIQUAC equation model was used for describing vapor–liquid equilibrium. Parametric optimization of initial scheme and schemes, including columns with side sections and side draws, was carried out according to the criterion of energy consumptions in distillation columns reboilers.

Results. Two variants of schemes including partially thermally coupled distillation columns and two variants of schemes including columns with side draws were synthesized on the basis of the conventional scheme of double extractive distillation consisting of two-withdrawal columns using the graph method. The optimal operating parameters of the conventional scheme and all schemes obtained on its basis were determined. The schemes, including columns with side draw, were modeled in two variants, namely, in the vapor phase with side draw, and in the liquid phase. The energy efficiency of the proposed schemes was evaluated in comparison with the conventional scheme.

Conclusions. The phase state of the side draw is shown to have little effect on the total energy consumption in column reboilers, the amount of liquid-phase side draw being 1.4–5.2 times greater than that of vapor-phase draw. Among the schemes including complex columns with a side section, the maximum reduction of energy consumption by 5.9% in relation to the scheme of two-withdrawal columns is provided by the scheme according to which the thermal coupling between the second extractive column and the regeneration column of the entrainer is realized. Thermal coupling of extractive columns provides a significantly lower energy saving (1.36%). Among the schemes including complex columns with side draw, the greatest energy efficiency (5.9%) is characterized by the scheme in which the draw in the vapor phase is taken from the second extractive column to the regeneration column.

Keywords

extractive distillation, side draws, side sections, tetrahydrofuran, ethyl acetate, water,
energy saving

Submitted: 16.10.2024

Revised: 19.12.2024

Accepted: 21.02.2025

For citation

Rudakov D.G., Kharlamov S.M., Klauzner P.S., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Extractive distillation of tetrahydrofuran–ethyl acetate–water mixture in schemes including columns with side sections and side draws. *Tonk. Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2025;20(2):95–106. <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2025-20-2-95-106>

ВВЕДЕНИЕ

Тетрагидрофуран (ТГФ) и этилацетат (ЭАц) применяются в качестве растворителей в фармацевтической промышленности и в результате проведения технологического процесса получения некоторых лекарственных препаратов попадают в сточные воды [1]. Разделение смеси ТГФ–ЭАц–вода на чистые компоненты затруднено из-за наличия двух бинарных азеотропов ТГФ–вода и ЭАц–вода [2]. Для разделения данной смеси может быть использована экстрактивная ректификация (ЭР), которая является наиболее широко распространенным методом разделения азеотропных смесей и смесей компонентов с относительной летучестью, близкой к единице. Однако, как и обычная ректификация, ЭР обладает низкой термодинамической эффективностью, что приводит к высоким затратам тепловой энергии на ее осуществление и обуславливает актуальность поиска способов повышения ее энергоэффективности [3–5].

Один из подходов к снижению энергозатрат предполагает передачу тепла, отводимого из укрепляющей секции колонны, в отгонную секцию той же или другой колонны, что реализуется в схемах с применением тепловых насосов [6–8] и неадиабатической ректификации [9–11]. На этой же концепции основаны схемы с применением внутренней теплоинтеграции [11, 12], называемые в англоязычной литературе HIDIc (heat integrated distillation column). Следует отметить, что, несмотря на свою высокую энергоэффективность, схемы с тепловым насосом имеют существенный недостаток — необходимость использования дорогостоящих горячих компрессоров.

Другой подход основан на приближении процесса ректификации к гипотетическому термодинамически обратимому процессу за счет применения комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками, которые реализуются на практике в виде сложных колонн с боковыми секциями [3, 13]. Кроме этого, перспективным способом снижения энергозатрат является использование схем, включающих колонны с боковыми отборами [14, 15], а также комбинация перечисленных выше методов.

Авторами [16] предложено применение сложных колонн с боковыми отборами для повышения энергетической эффективности схемы двухступенчатой ЭР смеси ТГФ–ЭАц–вода с диметилсульфоксидом (ДМСО) в качестве разделяющего агента (РА) (рис. 1). Рассмотрены три схемы с боковыми отборами, а именно: схема с боковым отбором потока из первой экстрактивной колонны (ЭК1) во вторую;

из второй экстрактивной колонны (ЭК2) в колонну регенерации (КР); а также схема, сочетающая в себе оба предыдущих варианта. В дополнение к этому изучена комбинация схем с боковыми отборами и тепловым насосом. Следует отметить, что авторы рассматривали все схемы с боковым отбором потока исключительно в жидкой фазе. Несмотря на приведенную в [16] блок-схему алгоритма оптимизации, остается неясно, по какому принципу осуществлялось преобразование базовой схемы в схемы с боковыми отборами, и на каком основании осуществлялся выбор начальных условий (номер тарелки бокового отбора и его количество) при оптимизации. Кроме этого, авторы [16] при выборе рабочего давления в колоннах, к сожалению, не учли, что ДМСО начинает разлагаться при температурах выше 150°C [17]. Давление верха КР ДМСО было выбрано равным 50 кПа, температура в кипятильнике при этом составляла 169°C. Таким образом, результаты, полученные авторами работы [16], требуют уточнения и корректировки. Другой интересной задачей является исследование энергетической эффективности схем с боковыми отборами потока в паровой фазе и их сравнение с комплексами с частично связанными тепловыми и материальными потоками (ЧСТМП).

Целью данной работы является оценка энергетической эффективности схем, включающих колонны с боковыми секциями и колонны с боковыми отборами потока, как в паровой, так и в жидкой фазах.

РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

Методы исследования

В качестве основного метода исследования применяли математическое моделирование и вычислительный эксперимент. В соответствии с рекомендациями авторов [16], в качестве модели описания парожидкостного равновесия в системе ТГФ–ЭАц–вода–ДМСО выбрано уравнение UNIQUAC (UNIversal QUAsiChemical). Для всех бинарных составляющих, за исключением пары ТГФ–ЭАц, использовали параметры уравнения из базы данных Aspen Properties v. 12.1, интегрированной в программный комплекс, а для системы ТГФ–ЭАц параметры были взяты из дополнительных материалов публикации [16]. Выполненная нами проверка качества описания экспериментальных данных о фазовом равновесии [18–22] моделями UNIQUAC, NRTL (Non-Random Two Liquid) и UNIFAC (UNIQUAC Functional-group Activity Coefficients) показала, что с наименьшей погрешностью состав паровой фазы и температуру кипения (или давление в случае изотермических данных) бинарных систем описывает

модель UNIQUAC с указанными выше параметрами. Средние относительные ошибки описания состава паровой фазы и температуры кипения (давления в случае изотермических данных) не превышают 3.0 и 0.5%, соответственно.

Исходная (базовая) схема двухступенчатой ЭР смеси ТГФ–ЭАц–вода с ДМСО в качестве РА представлена на рис. 1 (схема А).

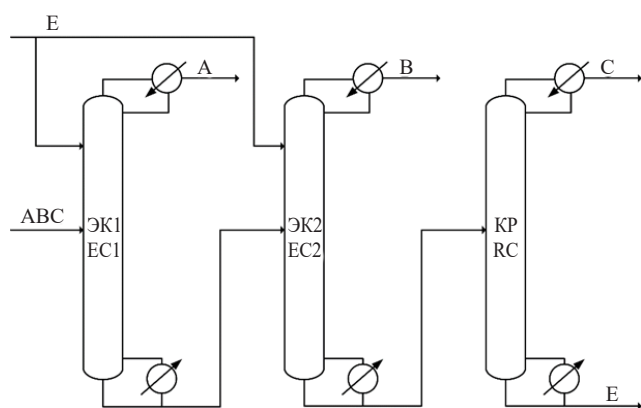


Рис. 1. Схема двухступенчатой ЭР (схема А). ЭК1, ЭК2 — экстрактивные колонны; КР — колонна регенерации РА. Здесь и далее: А — ТГФ, В — ЭАц, С — вода, Е — ДМСО

Fig. 1. Scheme of two-stage extractive distillation (Scheme A). EC1 and EC2 are extractive columns; RC is the entrainer regeneration column. Hereinafter: A — tetrahydrofuran, B — ethyl acetate, C — water, E — dimethyl sulfoxide

Расчеты проводили для 5900 кг/ч исходной смеси следующего состава: ТГФ — 40.33 мас. %, ЭАц — 49.28 мас. %, вода — 10.38 мас. %. Поток питания подавался при температуре 40°C и давлении 50 кПа. Концентрации продуктовых потоков поддерживали постоянными и равными для ТГФ — 98.8 мас. %, ЭАц — 99.5 мас. %, воды — 99.6 мас. %, регенерированного ДМСО — 99.99 мас. % [16].

Давление в колоннах было выбрано таким образом, чтобы температура в кубах колонн не превышала 150°C, т.к. при этой температуре начинается

разложение ДМСО [17]. Таким образом, давление в колоннах ЭК1 и ЭК2 задавалось равным 50 кПа, в КР — 25 кПа. Оптимизируемыми параметрами являлись число теоретических тарелок в колоннах (N_{total}), температура (T_E) и расход (F_E) РА (entrainer), положение тарелок питания (N_F) и РА (N_E) в колоннах. В качестве критерия оптимизации использовали суммарную тепловую нагрузку в кипятильниках колонн ($\sum Q_{\text{reb}}$). Ограничением на оптимизацию являлась необходимость поддерживать постоянными концентрации компонентов в продуктовых потоках колонн.

На первом этапе было проведено исследование влияния расхода РА на флегмовое число R в колоннах ЭК1 и ЭК2 при закрепленной температуре подачи РА (T_E), равной 50°C. Исходя из полученной зависимости, в качестве начального приближения принят расход ДМСО в ЭК1, равный 4500 кг/ч, а в ЭК2 — 1150 кг/ч. Затем при закрепленном расходе и температуре РА было определено общее число тарелок (N_{total}) в колоннах. После выбора N_{total} было исследовано влияние T_E на энергозатраты в кубах колонн ЭР при фиксированном общем числе тарелок в них. Выявлено, что это влияние практически отсутствует. Исходя из температур верха колонн ЭК1 и ЭК2, была выбрана $T_E = 50^\circ\text{C}$. На следующем этапе определяли границы варьирования расходов РА в каждой ЭК (т.е. значения оптимального и минимального расходов). Заключительным этапом оптимизации являлся подбор оптимального количества РА для схемы в целом. Процедура оптимизации выглядела следующим образом:

- 1) закрепляли значения N_E и N_F для ЭК1 и определяли оптимальные значения расхода РА для схемы в целом для всех наборов N_E и N_F для ЭК2;
- 2) задавали новые значения N_E и N_F для ЭК1 и повторяли п. 1;
- 3) повторяли пп. 1–2 до достижения минимума $\sum Q_{\text{reb}}$.

Оптимальные рабочие параметры схемы А приведены в табл. 1.

Таблица 1. Оптимальные рабочие параметры схемы А

Table 1. Optimal operating parameters of Scheme A

Колонна Column	N_{total}	N_E	N_F	$T_E, ^\circ\text{C}$	$F_E, \text{кг/ч}$ $F_E, \text{kg/h}$	R	$Q_{\text{reb}}, \text{кВт}$ $Q_{\text{reb}}, \text{kW}$	$\sum Q_{\text{reb}}, \text{кВт}$ $\sum Q_{\text{reb}}, \text{kW}$
ЭК1 / EC1	46	10	16	50	6614	6.40	2417	3831
ЭК2 / EC2	19	5	14	50	988	0.30	656	
КР / RC	13	—	5	—	—	0.75	758	

Примечание: EC is an extraction column; RC is the entrainer regeneration column.

Синтез схем, включающих колонны с боковыми секциями и отборами

Преобразование графа базовой двухступенчатой схемы ЭР (схема А) в схемы, включающие колонны с боковыми секциями и отборами показано на рис. 2.

Исходная схема (рис. 1) преобразуется в граф (рис. 2а). В этом графе ребра обозначают потоки пара и жидкости внутри колонн и между ними. Вершины — это поперечные сечения, ограничивающие секции колонны. Упрощение графа путем объединения двух вершин, смежных по ориентированному ребру СЕ и ВСЕ, приводит к графам, показанным на рис. 2б и 2с, которые отображают схемы с частично связанными тепловыми и материальными потоками. Осуществление операции упрощения над графами (рис. 2б, 2с) по неориентированным ребрам бокового отбора в паровой фазе SV приводит к графам (рис. 2д, 2е), которые отображают схемы, включающие сложные колонны с боковыми отборами как в паровой фазе (В1П и В2П), так и в жидкой фазе (В1Ж и В2Ж). Боковые отборы расположены ниже экстрактивной секции в соответствующих колоннах. Таким образом, из базовой схемы А синтезированы четыре различных варианта схем, включающие сложные колонны (рис. 3):

- Схема В1, в которой колонны ЭК2 и КР объединены в комплекс с ЧСТМП;
- Схема В2, в которой колонны ЭК1 и ЭК2 объединены в комплекс с ЧСТМП;
- Схемы В1Ж и В1П получены на основе схемы В1, в них из ЭК2 в КР организован боковой отбор потока в паровой (В1П) или в жидкой фазе (В1Ж);
- Схемы В2Ж и В2П получены на основе схемы В2, в них из колонны ЭК1 в колонну ЭК2 организован боковой отбор потока в паровой (В2П) или в жидкой фазе (В2Ж).

На следующем этапе были определены оптимальные рабочие параметры синтезированных вариантов схем. Исходные данные, качество продуктовых потоков задано таким же, как для схемы А. В качестве критерия оптимизации использовали суммарную тепловую нагрузку в кипятильниках колонн.

Оптимизация схем, включающих комплексы с ЧСТМП

При переходе к комплексам с ЧСТМП давление в интегрируемых аппаратах должно быть выровнено. В схеме В1 давление в колонне ЭК1, также, как и в базовой схеме А, составляет 50 кПа, в основной колонне комплекса ЧСТМП и боковой секции давление задали равным 25 кПа. В схеме В2 давление в основной колонне и боковой секции задали равным 50 кПа, а в КР, так же, как и в КР базовой схемы А, — 25 кПа. Оптимизируемыми параметрами являлись количество отбора парового потока в боковую секцию (F_V) и расположение тарелки бокового отбора (side draw) (N_{SD}). Остальные параметры, такие как температура (T_E) и расход РА (F_E), положение тарелок питания (N_F) в колоннах, тарелки ввода РА (N_E) были зафиксированы в соответствии с их оптимальными значениями, определенными для схемы А.

Поскольку изменений в режиме работы колонн ЭК1 (для схемы В1) и КР (для схемы В2) не происходило, повторной оптимизации они не подвергались.

Оптимизацию комплексов с ЧСТМП проводили по следующему алгоритму:

- 1) задавали N_{SD} ;
- 2) задавали F_V ;
- 3) вычисляли значение тепловой нагрузки в кипятильнике основной колонны Q_{reb}^{OK} ;
- 4) возвращались на п. 2, задавали новое значение F_V , контролируя качество дистиллята боковой секции

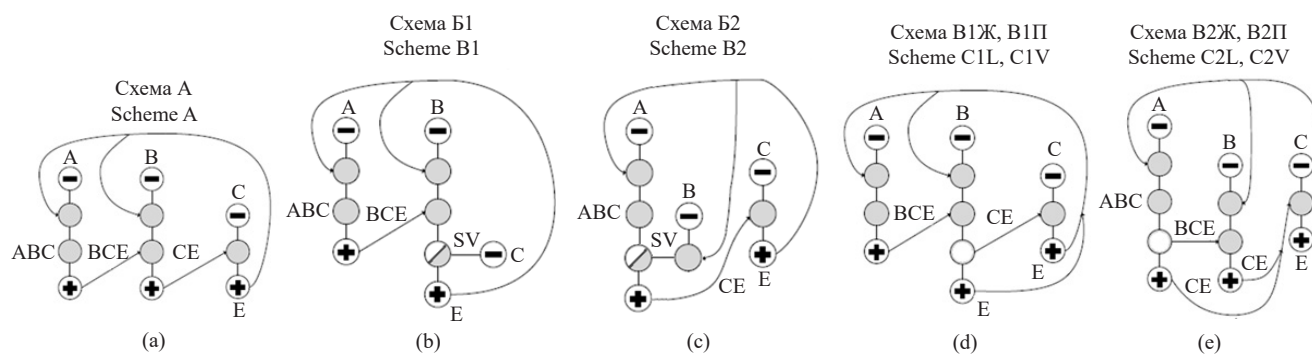


Рис. 2. Трансформация графа базовой схемы: (а) граф схемы А, (б) граф схемы В1, (с) граф схемы В2, (д) граф схем В1Ж и В1П, (е) граф схем В2Ж и В2П («Ж» означает боковой отбор в жидкой, а «П» — в паровой фазе)

Fig. 2. Transformation of the base scheme graph: (a) graph of Scheme A, (b) graph of Scheme B1, (c) graph of Scheme B2, (d) graphs of Schemes C1L and C1V, (e) graphs of Schemes C2L and C2V (letter L means side draw in the liquid phase, and letter V — in the vapor phase)

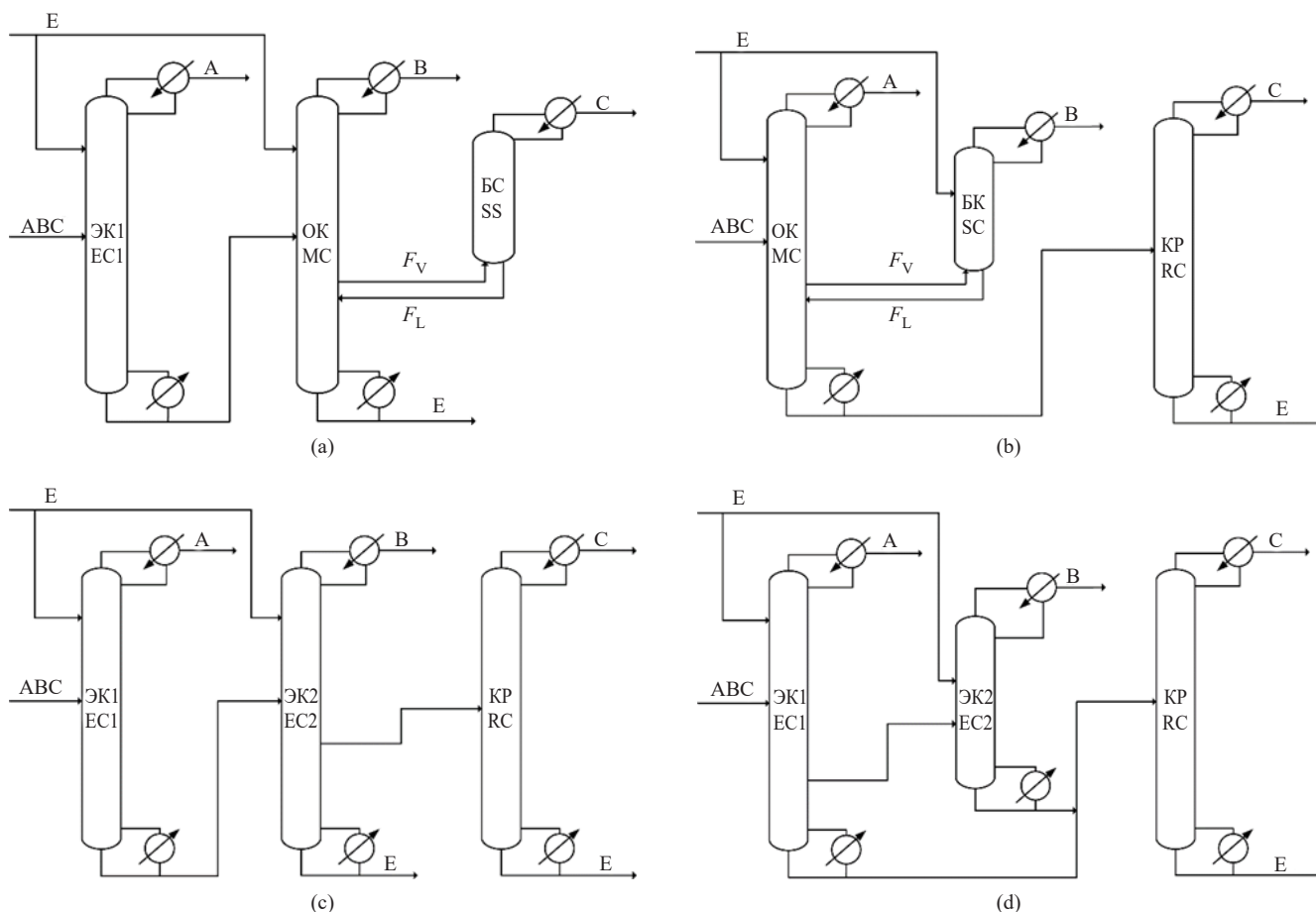


Рис. 3. Схемы, включающие колонны с боковыми секциями и боковыми отборами: (а) схема Б1, (б) схема Б2, (с) схема В1Ж/В1П, (д) схема В2Ж/В2П. ЭК1, ЭК2 — экстрактивные колонны; КР — колонна регенерации РА, ОК — основная колонна комплекса ЧСТМП, БС — боковая секция, БК — боковая колонна

Fig. 3. Schemes involving columns with side sections and side selections: (a) Scheme B1, (b) Scheme B2, (c) Scheme C1L/C1V, (d) Scheme C2L/C2V. EC1 and EC2 are extractive columns; RC is the entrainer regeneration column; MC is the main column of the complex with partially thermally coupled distillation columns; SS is a side section; SC is a side column

(или боковой колонны) за счет изменения расхода потока дистиллята F_D^{BC} (F_D^{BK}), до тех пор, пока Q_{reb}^{OK} не достигнет минимума;

- 5) возвращались на п. 1, задавали новое значение N_{SD} . Выполняли пп. 1–4 до тех пор, пока Q_{reb}^{OK} не достигнет минимума.

Результаты оптимизации схем Б1 и Б2 приведены в табл. 2.

Оптимизация схем, включающих колонны с боковым отбором

Группа схем В1. Поскольку схемы В1Ж и В1П получены путем трансформации графа схемы Б1 и различаются только агрегатным состоянием потока бокового отбора, процедура их оптимизация идентична. На первом этапе был произведен подбор числа тарелок в КР, т.к. состав потока питания этой колонны в схемах В1Ж и В1П отличается от состава в базовой

схеме А. Выбор проводили на основе анализа зависимости Q_{reb}^{KP} от числа тарелок.

Далее оптимизируемыми переменными являлись количество потока бокового отбора жидкости F_L (схема В1Ж) или отбора пара F_V (схема В1П) из ЭК2 в КР, расположение тарелки бокового отбора (N_{SD}) и тарелка подачи питания в КР (N_F).

Остальные параметры, такие как число тарелок в ЭК1 и ЭК2, температура и расход РА, положение тарелок подачи питания и экстрактивного агента в ЭК1 и ЭК2 были заданы такими же как в схеме Б1. Критерием оптимизации (целевой функцией) являлся минимум суммарной нагрузки на кипятильники колонн ЭК2 ($Q_{reb}^{ЭК2}$) и КР (Q_{reb}^{KP}). Процедура оптимизации выглядела следующим образом:

- 1) задавали N_{SD} ;
- 2) задавали количество потока бокового отбора F_L (или F_V);

Таблица 2. Оптимальные рабочие параметры схем Б1 и Б2

Table 2. Optimal operating parameters of Schemes B1 and B2

Колонна Column	N_{total}	N_E	N_F	N_{SD}	F_E , кг/ч F_E , kg/h	F_V , кг/ч F_V , kg/h	R	Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	$\sum Q_{reb}$, кВт $\sum Q_{reb}$, kW
Схема Б1/ Scheme B1									
ЭК1 / EC1	46	10	16	—	6614	—	6.40	2417	3604
Основная колонна Main column	27	5	14	19	988	972	0.25	1187	
Боковая секция Side section	5	—	—	—	—	—	0.25	—	
Схема Б2 / Scheme B2									
Основная колонна Main column	51	10	16	48	6614	3423	6.16	3021	3779
Боковая колонна Side column	14	5	—	—	988	—	0.36	—	
КР / RC	13	—	5	—	—	—	0.75	758	

Таблица 3. Оптимальные рабочие параметры схем В1Ж и В1П

Table 3. Optimal operating parameters of Schemes C1L and C1V

Колонна Column	N_{total}	N_E	N_F	N_{SD}	F_E , кг/ч F_E , kg/h	$F_L (F_V)$, кг/ч $F_L (F_V)$, kg/h	R	Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	$\sum Q_{reb}$, кВт $\sum Q_{reb}$, kW
Схема В1Ж / Scheme C1L									
ЭК1 / EC1	46	10	16	–	6614	–	6.40	2417	3663
ЭК2 / EC2	27	5	14	19	988	4650	0.25	564	
КР / RC	11	–	4	–	–	–	0.40	682	
Схема В1П / Scheme C1V									
ЭК1 / EC1	46	10	16	–	6614	–	6.40	2417	3604
ЭК2 / EC2	27	5	14	19	988	899	0.25	1139	
КР / RC	13	–	6	–	–	–	0.26	48	

- определяли оптимальную тарелку подачи питания в КР N_F^{KP} ;
 - повторяли пп. 2–3 до достижения минимума $\sum Q_{reb} = Q_{reb}^{ЭК2} + Q_{reb}^{KP}$;
 - возвращались на п. 1;
 - повторяли пп. 1–5 до достижения минимума $\sum Q_{reb}$.
- Результаты оптимизации схем В1Ж и В1П приведены в табл. 3.

Группа схем В2. Поскольку схемы В2Ж и В2П получены путем трансформации графа схемы В2 и различаются только агрегатным состоянием потока бокового отбора, процедура их оптимизация

идентична. На первом этапе был произведен подбор числа тарелок в ЭК2, т.к. состав ее питания отличается от состава в схеме А. Подбор числа тарелок проводили при фиксированных расходах РА в ЭК1 и ЭК2, положении тарелки бокового отбора и его количестве. Далее оптимизируемыми переменными являлись количество потока бокового отбора жидкости F_L (схема В2Ж) или отбора пара F_V (схема В2П) из ЭК1 в ЭК2, расположение тарелки бокового отбора (N_{SD}). Как показали расчеты, состав потока питания КР в схемах В2Ж и В2П по сравнению со схемой А практически не изменился, поэтому оптимизацию параметров этой колонны не проводили.

Таблица 4. Оптимальные рабочие параметры схем В2Ж и В2П**Table 4.** Optimal operating parameters of Schemes C2L and C2V

Колонна Column	N_{total}	N_E	N_F	N_{SD}	F_E , кг/ч F_E , kg/h	F_L (F_V), кг/ч F_L (F_V), kg/h	R	Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	$\sum Q_{\text{reb}}$, кВт $\sum Q_{\text{reb}}$, kW
Схема В2Ж / Scheme C2L									
ЭК1 / EC1	51	10	16	48	6614	4250	6.20	2549	3800
ЭК2 / EC2	15	4	12	–	988	–	0.36	491	
КР / RC	13	–	5	–	–	–	0.77	760	
Схема В2П / Scheme C2V									
ЭК1 / EC1	51	10	16	47	6614	3008	7.62	3357	4192
ЭК2 / EC2	16	4	10	–	988	–	0.29	73	
КР / RC	13	–	5	–	–	–	0.78	762	

Таблица 5. Сопоставление суммарных энергозатрат рассмотренных схем**Table 5.** Comparison of total energy consumption of the considered schemes

Параметр Parameter	Схема А Scheme A	Схема Б1 Scheme B1	Схема Б2 Scheme B2	Схема В1Ж Scheme C1L	Схема В1П Scheme C1V	Схема В2Ж Scheme C2L	Схема В2П Scheme C2V
$\sum Q_{\text{reb}}$, кВт $\sum Q_{\text{reb}}$, kW	3831	3604	3779	3663	3604	3800	4192
ΔQ_{reb} , %	–	5.9	1.36	4.4	5.9	0.8	–9.4

Дальнейшая процедура оптимизации выглядела следующим образом:

- 1) задавали N_{SD} в ЭК1;
- 2) задавали количество бокового отбора F_L (или F_V);
- 3) варьировали N_{SD} и N_F в ЭК2 до достижения минимума $Q_{\text{reb}}^{\text{ЭК2}}$;
- 4) уточняли положение N_F в КР;
- 5) вычисляли $\sum Q_{\text{reb}}$ для всей схемы;
- 6) возвращались на п. 2;
- 7) повторяли пп. 2–6 до достижения минимума $\sum Q_{\text{reb}}$;
- 8) возвращались на п. 1;
- 9) повторяли пп. 1–8 до достижения минимума $\sum Q_{\text{reb}}$.

Результаты оптимизации схем В2Ж и В2П приведены в табл. 4.

ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ

В ходе проведенных исследований были рассмотрены шесть различных вариантов схем ЭР смеси ТГФ–ЭАц–вода, включающих колонны с боковыми секциями и отборами. Сопоставление предложенных вариантов схем со схемой-прообразом (схема А)

по критерию суммарных энергозатрат представлено в табл. 5. Снижение энергозатрат ΔQ_{reb} рассчитывали по формуле:

$$\Delta Q_{\text{reb}} = (\sum Q_{\text{reb}}^A - \sum Q_{\text{reb}}^i) / \sum Q_{\text{reb}}^A \times 100\%, \quad (1)$$

где $\sum Q_{\text{reb}}^A$ — суммарные энергозатраты в кипятильниках колонн схемы А, $\sum Q_{\text{reb}}^i$ — суммарные энергозатраты в кипятильниках колонн схемы, включающей комплекс с ЧСТМП или колонну с боковым отбором.

Видно, что среди схем, включающих комплексы с ЧСТМП, максимальное снижение энергозатрат на 5.9% относительно схемы-прообраза А обеспечивает схема Б1, в которой комплекс с ЧСТМП получен при термическом связывании колонн ЭК2 и КР схемы А. Термическое связывание колонн ЭК1 и ЭК2 в схеме Б2 дает существенно меньшую экономию энергозатрат (1.36%). Различная энергоэффективность схем Б1 и Б2 объясняется различной величиной флегмовых чисел в колоннах КР и ЭК2 схемы А, которые являются прообразом боковой секции (боковой колонны) в схемах Б1 и Б2 соответственно: $R^{\text{КР}} = 0.75$, а $R^{\text{ЭК2}} = 0.3$.

Таким образом, полученные результаты согласуются с критерием оценки энергоэффективности применения комплексов с ЧСТМП в ЭР¹. Также следует отметить, что флегмовое число в боковой секции схемы Б1 в три раза меньше, чем флегмовое число в КР схемы А. Это можно объяснить тем, что концентрация воды в потоке пара, поступающего в боковую секцию, в 9 раз выше, чем в потоке питания КР схемы А. Флегмовое число в боковой колонне схемы Б2 имеет несколько большее значение, по сравнению с флегмовым числом в ЭК2 схемы А. Это объясняется тем, что в боковой отбор попадает примерно в три раза больше ТГФ, чем в кубовый поток ЭК1, и для получения ЭАц заданного качества в дистилляте боковой колонны требуется несколько повысить флегмовое число.

Схема В1П характеризуется такой же энергоэффективностью, что и схема Б1.

В схеме В1П снижение суммарных энергозатрат происходит, главным образом, за счет существенного снижения нагрузки на кипятильник КР (на 94%, по сравнению с КР схемы А). Это обусловлено несколькими причинами. Во-первых, количество потока питания КР в схеме В1П меньше, чем в схеме А, поскольку в схеме В1П большая часть ДМСО выделяется в кубе колонны с боковым отбором. Во-вторых, концентрация воды в потоке питания КР в схеме В1П составляет примерно 70 мас. %, а в схеме А — 8 мас. %. В-третьих, питание в КР схемы В1П подается в паровой фазе, а в КР схемы А — в жидкой фазе.

Энергоэффективность схемы В1Ж меньше, чем у схемы В1П. Это связано с тем, что количество жидкостного бокового отбора в 5.2 раза больше, чем парового, при этом концентрация ДМСО в жидкофазном боковом потоке составляет уже 86 мас. % (вместо 30 мас. % для схемы В1П). Таким образом, поток питания КР в схеме В1Ж существенно больше, чем в схеме В1П. Кроме этого, питание в КР схемы В1Ж подается в жидкой фазе, поэтому отсутствует дополнительный источник пара в этой колонне.

В схеме В2Ж суммарное снижение энергозатрат незначительно (0.81%). Это можно объяснить тем, что в кипятильнике ЭК2 происходит небольшое снижение энергозатрат за счет того, что поступающий в нее поток отбора из ЭК1 вносит определенное количество теплоты и одновременно с этим приводит к повышению концентрации ДМСО в колонне. Однако в кипятильнике ЭК1 энергозатраты

возрастают примерно на столько же из-за того, что поток бокового отбора отводит с собой определенное количество теплоты и снижает концентрацию ДМСО. Таким образом получается перераспределение нагрузок на кипятильники колонн ЭК1 и ЭК2, а суммарный положительный энергетический эффект при этом фактически отсутствует.

В схеме В2П происходит суммарное увеличение энергозатрат на 9.4% по сравнению с базовой схемой А. Существенный рост энергозатрат объясняется тем, что при флегмовом числе $R = 6.40$ (как в ЭК1 схем А и В1П) в потоке бокового отбора в паровой фазе содержится такое количество ТГФ, которое не позволяет выделять ЭАц заданного качества в ЭК2. Таким образом, для поддержания требуемой концентрации ЭАц в ЭК2 необходимо повышенное флегмовое число (до 7.62) в ЭК1, что и приводит к существенному росту нагрузки на ее кипятильник. Кроме этого, паровой поток бокового отбора уносит с собой существенное количество теплоты, которое требует восполнения.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Таким образом, можно сделать вывод, что в схемах двухступенчатой ЭР смеси ТГФ–ЭАц–вода организация бокового отбора из одной ЭК в другую не позволяет достигнуть снижения суммарных энергозатрат. Напротив, организация бокового отбора из ЭК в КР позволяет снизить суммарные энергозатраты в кипятильниках колонн на 4.4% при отборе потока в жидкой фазе и на 5.9% при отборе в паровой фазе. Следует отметить, что схема Б1, включающая комплекс с ЧСТМП, полученный при термическом связывании ЭК и КР, и схема В1П, в которой осуществляется отбор в паровой фазе из ЭК в КР, характеризуются одинаковой энергоэффективностью (5.9%). Окончательный выбор варианта для практической реализации можно будет сделать после моделирования динамического поведения данных схем.

Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке гранта Государственного задания РФ № FSFZ-2023-0003.

Acknowledgments

This study was financially supported by the State Assignment of the Russian Federation, grant No. FSFZ-2023-0003.

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.).]

Вклад авторов

Д.Г. Рудаков — планирование и проведение исследований, анализ материалов исследований, написание текста статьи.

С.М. Харламов — проведение исследований, анализ материалов исследований.

П.С. Клаузнер — анализ материалов исследований, написание текста статьи.

Е.А. Анохина — руководство и научное консультирование, анализ материалов исследований.

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

Authors' contributions

D.G. Rudakov — planning and conducting research, analyzing research materials, writing the manuscript.

S.M. Kharlamov — conducting research, analyzing research materials.

P.S. Klauzner — analyzing research materials, writing the manuscript.

E.A. Anokhina — management and scientific consulting, analyzing research materials.

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

1. Wittmann G., Karg E., Mühl A., Bodamer O.A., Túri S. Comparison of tetrahydrofuran and ethyl acetate as extraction solvents for urinary organic acid analysis. *J. Inherit. Metab. Dis.* 2008;31(1):73–80. <https://doi.org/10.1007/s10545-007-0767-8>
2. Yang A., Su Y., Shi T., et al. Energy-efficient recovery of tetrahydrofuran and ethyl acetate by triple-column extractive distillation: entrainer design and process optimization. *Front. Chem. Sci. Eng.* 2022;16(5):303–315. <https://doi.org/10.1007/s11705-021-2044-z>
3. Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Morgunov A.V., Rudakov D.G. Application of the partially thermally coupled distillation flowsheets for the extractive distillation of ternary azeotropic mixtures. *Chem. Eng. Res. Des.* 2015;104(3):139–155. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2015.07.007>
4. Gerbaud V., Rodriguez-Donis I., Hegely L., Lang P., Denes F., You X.-Q. Review of extractive distillation. Process design, operation, optimization and control. *Chem. Eng. Res. Des.* 2019;141:229–271. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.09.020>
5. Valdez J.A., Patino-Herrera R., Martinez A.A., Perez E. Separation of the cyclohexane-benzene mixture by the extractive distillation process using ethylene glycol as a solvent. *Chem. Eng. Process.* 2024;196:109686. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2024.109686>
6. Rudakov D.G., Klausner P.S., Ramochnikov D.A., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Efficiency of heat pumps in extractive rectification of the allyl alcohol–allyl acetate mixture with different compositions of the feed: Part 1. Application of heat pumps in schemes with two-selection columns. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2023;57(4):770–778. <https://doi.org/10.1134/S0040579523040231>
7. Ma J., Wang X., Zhou Y., Du Y., Wang B. Energy-saving process development for the purification of propylene glycol based on MVR heat pump distillation combined with thermally coupled technology. *Sep. Purif. Technol.* 2024;329:125064. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2023.125064>
8. Wu T., Wang C., Liu J., Zhuang Y., Du J. Design and 4E analysis of heat pump-assisted extractive distillation processes with preconcentration for recovering ethyl-acetate and ethanol from wastewater. *Chem. Eng. Res. Des.* 2024;201:510–522. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.12.011>
9. 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>

REFERENCES

1. Wittmann G., Karg E., Mühl A., Bodamer O.A., Túri S. Comparison of tetrahydrofuran and ethyl acetate as extraction solvents for urinary organic acid analysis. *J. Inherit. Metab. Dis.* 2008;31(1):73–80. <https://doi.org/10.1007/s10545-007-0767-8>
2. Yang A., Su Y., Shi T., et al. Energy-efficient recovery of tetrahydrofuran and ethyl acetate by triple-column extractive distillation: entrainer design and process optimization. *Front. Chem. Sci. Eng.* 2022;16(5):303–315. <https://doi.org/10.1007/s11705-021-2044-z>
3. Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Morgunov A.V., Rudakov D.G. Application of the partially thermally coupled distillation flowsheets for the extractive distillation of ternary azeotropic mixtures. *Chem. Eng. Res. Des.* 2015;104(3):139–155. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2015.07.007>
4. Gerbaud V., Rodriguez-Donis I., Hegely L., Lang P., Denes F., You X.-Q. Review of extractive distillation. Process design, operation, optimization and control. *Chem. Eng. Res. Des.* 2019;141:229–271. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.09.020>
5. Valdez J.A., Patino-Herrera R., Martinez A.A., Perez E. Separation of the cyclohexane-benzene mixture by the extractive distillation process using ethylene glycol as a solvent. *Chem. Eng. Process.* 2024;196:109686. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2024.109686>
6. Rudakov D.G., Klausner P.S., Ramochnikov D.A., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Efficiency of heat pumps in extractive rectification of the allyl alcohol–allyl acetate mixture with different compositions of the feed: Part 1. Application of heat pumps in schemes with two-selection columns. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2023;57(4):770–778. <https://doi.org/10.1134/S0040579523040231>
7. Ma J., Wang X., Zhou Y., Du Y., Wang B. Energy-saving process development for the purification of propylene glycol based on MVR heat pump distillation combined with thermally coupled technology. *Sep. Purif. Technol.* 2024;329:125064. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2023.125064>
8. Wu T., Wang C., Liu J., Zhuang Y., Du J. Design and 4E analysis of heat pump-assisted extractive distillation processes with preconcentration for recovering ethyl-acetate and ethanol from wastewater. *Chem. Eng. Res. Des.* 2024;201:510–522. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.12.011>
9. 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. <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2023-18-1-7-20>

10. Voinov N.A., Zemtsov D.A., Deryagina N.V., Bogatkova A.V., Zhukova O.P. A study of diabatic distillation in a column with a low pressure drop. *Chem. Eng. Res. Des.* 2022;185:1–13. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2022.06.033>
11. Fang J., Li Z., Huang G., Li H., Li C. Externally heat-integrated multiple diabatic distillation columns (EHIm_xDC): Basic concept and general characteristics. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2020;59(4):1668–1681. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.9b05841>
12. Gutiérrez-Guerra R., Segovia-Hernández J.G. Novel approach to design and optimize heat-integrated distillation columns using Aspen Plus and an optimization algorithm. *Chem. Eng. Res. Des.* 2023;196:13–27. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.06.015>
13. Pan C., Qiu X., Guo J., Liu Y., Feng B., Li G., Gai H., Song H., Xiao M., Huang T., Zhu Q. Efficient purification of *n*-butanol by thermally coupled extractive distillation with mixed entrainer. *Sep. Purif. Technol.* 2024;336:126365. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2024.126365>
14. Анохина Е.А., Якутин Р.И., Тимошенко А.В. Очистка бензола от тиофена экстрактивной ректификацией с применением колонн с боковым отбором в паровой фазе. *Теоретические основы химической технологии.* 2021;55(5):578–586. <https://doi.org/10.31857/S0040357121040011>
15. Sun S., Fu L., Yang A., Shen W. An intensified energy-saving architecture for side-stream extractive distillation of four-azeotrope mixtures considering economic, environmental and safety criteria simultaneously. *Sep. Purif. Technol.* 2023;310:123132. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2023.123132>
16. Yang A., Kong Z.Y., Sunarso J., Su Y., Wang G., Zhu S. Insights on sustainable separation of ternary azeotropic mixture tetrahydrofuran/ethyl acetate/water using hybrid vapor recompression assisted side-stream extractive distillation. *Sep. Purif. Technol.* 2022;290:120884. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2022.120884>
17. Head D.L., McCart C.G. The thermal decomposition of DMSO. *Tetrahedron Lett.* 1973;14(16):1405–1408. [https://doi.org/10.1016/S0040-4039\(01\)95955-6](https://doi.org/10.1016/S0040-4039(01)95955-6)
18. Yang J., Pan X., Yu M., Cui P., Ma Y., Wang Y., Gao J. Vapor-liquid equilibrium for binary and ternary systems of tetrahydrofuran, ethyl acetate and *N*-methyl pyrrolidone at pressure 101.3 kPa. *J. Mol. Liq.* 2018;268:19–25. <https://doi.org/10.1016/j.molliq.2018.07.038>
19. Xie Q., Wan H., Guan G.F. Isobaric vapor-liquid equilibrium for tetrahydrofuran-water-*n*-hexane system. *Chem. Eng.* 2010;38(4):61–72.
20. Rajedran M., Renganarayanan S., Srinivasan D. Salt effect in phase equilibria and heat of mixing: effect of dissolved inorganic salts on the liquid-liquid equilibria of ethyl acetate-2-propanol-water system and the vapor-liquid equilibria and heat of mixing of its constituent binaries. *Fluid Ph. Equilib.* 1991;70(1): 65–106. [https://doi.org/10.1016/0378-3812\(91\)85005-F](https://doi.org/10.1016/0378-3812(91)85005-F)
21. Sassa Y., Konishi R., Katayama T. Isothermal vapor-liquid equilibrium data of DMSO [dimethyl sulfoxide] solutions by total pressure method. DMSO-acetone, DMSO-tetrahydrofuran, and DMSO-ethyl acetate systems. *J. Chem. Eng. Data.* 1974;19(1):44–48. <https://doi.org/10.1021/je60060a004>
22. Zhang Z., Lv M., Huang D., Jia P., Sun D., Li W. Isobaric Vapor Liquid Equilibrium for the Extractive Distillation of Acetonitrile + Water Mixtures Using Dimethyl Sulfoxide at 101.3 kPa. *J. Chem. Eng. Data.* 2013;58(12):3364–3369. <https://doi.org/10.1021/je400531a>
10. Voinov N.A., Zemtsov D.A., Deryagina N.V., Bogatkova A.V., Zhukova O.P. A study of diabatic distillation in a column with a low pressure drop. *Chem. Eng. Res. Des.* 2022;185:1–13. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2022.06.033>
11. Fang J., Li Z., Huang G., Li H., Li C. Externally heat-integrated multiple diabatic distillation columns (EHIm_xDC): Basic concept and general characteristics. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2020;59(4):1668–1681. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.9b05841>
12. Gutiérrez-Guerra R., Segovia-Hernández J.G. Novel approach to design and optimize heat-integrated distillation columns using Aspen Plus and an optimization algorithm. *Chem. Eng. Res. Des.* 2023;196:13–27. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.06.015>
13. Pan C., Qiu X., Guo J., Liu Y., Feng B., Li G., Gai H., Song H., Xiao M., Huang T., Zhu Q. Efficient purification of *n*-butanol by thermally coupled extractive distillation with mixed entrainer. *Sep. Purif. Technol.* 2024;336:126365. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2024.126365>
14. Anokhina E.A., Yakutin R.I., Timoshenko A.V. Purifying benzene from thiophene by extractive distillation using columns with side withdrawal in the vapor phase. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2021;55(5):880–887. <https://doi.org/10.1134/S0040579521040205> [Original Russian Text: Anokhina E.A., Yakutin R.I., Timoshenko A.V. Purifying benzene from thiophene by extractive distillation using columns with side withdrawal in the vapor phase. *Teoreticheskie osnovy khimicheskoi tekhnologii.* 2021;55(5):578–586 (in Russ.). <https://doi.org/10.31857/S0040357121040011>]
15. Sun S., Fu L., Yang A., Shen W. An intensified energy-saving architecture for side-stream extractive distillation of four-azeotrope mixtures considering economic, environmental and safety criteria simultaneously. *Sep. Purif. Technol.* 2023;310:123132. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2023.123132>
16. Yang A., Kong Z.Y., Sunarso J., Su Y., Wang G., Zhu S. Insights on sustainable separation of ternary azeotropic mixture tetrahydrofuran/ethyl acetate/water using hybrid vapor recompression assisted side-stream extractive distillation. *Sep. Purif. Technol.* 2022;290:120884. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2022.120884>
17. Head D.L., McCart C.G. The thermal decomposition of DMSO. *Tetrahedron Lett.* 1973;14(16):1405–1408. [https://doi.org/10.1016/S0040-4039\(01\)95955-6](https://doi.org/10.1016/S0040-4039(01)95955-6)
18. Yang J., Pan X., Yu M., Cui P., Ma Y., Wang Y., Gao J. Vapor-liquid equilibrium for binary and ternary systems of tetrahydrofuran, ethyl acetate and *N*-methyl pyrrolidone at pressure 101.3 kPa. *J. Mol. Liq.* 2018;268:19–25. <https://doi.org/10.1016/j.molliq.2018.07.038>
19. Xie Q., Wan H., Guan G.F. Isobaric vapor-liquid equilibrium for tetrahydrofuran-water-*n*-hexane system. *Chem. Eng.* 2010;38(4):61–72.
20. Rajedran M., Renganarayanan S., Srinivasan D. Salt effect in phase equilibria and heat of mixing: effect of dissolved inorganic salts on the liquid-liquid equilibria of ethyl acetate-2-propanol-water system and the vapor-liquid equilibria and heat of mixing of its constituent binaries. *Fluid Ph. Equilib.* 1991;70(1): 65–106. [https://doi.org/10.1016/0378-3812\(91\)85005-F](https://doi.org/10.1016/0378-3812(91)85005-F)
21. Sassa Y., Konishi R., Katayama T. Isothermal vapor-liquid equilibrium data of DMSO [dimethyl sulfoxide] solutions by total pressure method. DMSO-acetone, DMSO-tetrahydrofuran, and DMSO-ethyl acetate systems. *J. Chem. Eng. Data.* 1974;19(1):44–48. <https://doi.org/10.1021/je60060a004>
22. Zhang Z., Lv M., Huang D., Jia P., Sun D., Li W. Isobaric Vapor Liquid Equilibrium for the Extractive Distillation of Acetonitrile + Water Mixtures Using Dimethyl Sulfoxide at 101.3 kPa. *J. Chem. Eng. Data.* 2013;58(12):3364–3369. <https://doi.org/10.1021/je400531a>

Об авторах

Рудаков Данила Григорьевич, к.т.н., доцент кафедры химии и технологии основного органического синтеза, Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова, ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119454, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 78). 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>

Харламов Сергей Максимович, студент, Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова, ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119454, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 78). E-mail: sergeykharamov.79@gmail.com. <https://orcid.org/0000-0003-4470-6323>

Клаузнер Павел Сергеевич, к.т.н., ассистент, кафедра химии и технологии основного органического синтеза, Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова, ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119454, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 78). E-mail: klauzner@mirea.ru. ResearcherID AAJ-7842-2021, SPIN-код РИНЦ 6922-6509, <https://orcid.org/0000-0001-5844-549X>

Анохина Елена Анатольевна, д.т.н., профессор кафедры химии и технологии основного органического синтеза, Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова, ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119454, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 78). 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, Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова, ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119454, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 78). 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

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 (78, Vernadskogo pr., Moscow, 119454, 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>

Sergey M. Kharlamov, Student, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (78, Vernadskogo pr., Moscow, 119454, Russia). E-mail: sergeykharamov.79@gmail.com. <https://orcid.org/0000-0003-4470-6323>

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 (78, Vernadskogo pr., Moscow, 119454, Russia). E-mail: klauzner@mirea.ru. ResearcherID AAJ-7842-2021, RSCI SPIN-code 6922-6509, <https://orcid.org/0000-0001-5844-549X>

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 (78, Vernadskogo pr., Moscow, 119454, 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 (78, Vernadskogo pr., Moscow, 119454, 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>