
ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ
THEORETICAL BASES OF CHEMICAL TECHNOLOGY

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

<https://doi.org/10.32362/2410-6593-2020-15-4-14-29>

УДК 660:51.001.57+66

ОРИГИНАЛЬНАЯ СТАТЬЯ**Энергосбережение в экстрактивной ректификации смеси изобутиловый спирт–изобутилацетат с бутилпропионатом****П.С. Клаузнер[@], Д.Г. Рудаков, Е.А. Анохина, А.В. Тимошенко***МИРЭА – Российский технологический университет (Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова), Москва, 119571 Россия*[@] Автор для переписки, e-mail: paulklausner@mail.ru

Цели. Определение эффективности применения тепловых насосов различного типа в экстрактивной ректификации смеси изобутиловый спирт–изобутилацетат с н-бутилпропионатом в качестве разделяющего агента.

Методы. Основной метод исследования – математическое моделирование в программном комплексе Aspen Plus V. 9. В качестве модели описания парожидкостного равновесия применялась основанная на уравнении локальных составов модель UNIQUAC, для учета неидеальности паровой фазы – модель Редлиха–Квонга. При моделировании традиционной схемы экстрактивной ректификации производилась параметрическая оптимизация по критерию суммарных энергетических затрат в кипятильниках колонн. Для экономической оценки применялись инструменты Aspen Process Economic Analyzer V10.1.

Результаты. В сравнении с традиционной схемой экстрактивной ректификации рассмотрено три варианта схемы с применением тепловых насосов открытого типа – с размещением теплового насоса на колонне экстрактивной ректификации, на колонне регенерации разделяющего агента и с размещением двух тепловых насосов на обеих колоннах схемы. Также предложена схема с внутренним тепловым насосом, в которой компрессор теплового насоса расположен между секциями экстрактивной колонны, которые работают при различных давлениях – 506.6 кПа в укрепляющей и экстрактивной секциях и 101.3 в отгонной. Была произведена экономическая оценка всех рассмотренных схем и вычисление полных приведенных затрат. Показано, что применение схем с тепловыми насосами открытого типа позволяет значительно, вплоть до 39.6%, снизить энергетические затраты на экстрактивную ректификацию, однако значительное снижение полных приведенных затрат достигается только при достаточно большом сроке функционирования установок. Снижение энергетических затрат в схеме с внутренним тепловым насосом составило 44%, а полных приведенных затрат – 20.2–30.1% в зависимости от времени функционирования установки.

Выводы. Показано, что применение тепловых насосов в процессе экстрактивной ректификации смеси изобутиловый спирт–изобутилацетат с бутилпропионатом в качестве разделяющего агента позволяет значительно снизить энергетические затраты. Наиболее экономичной из рассмотренных является схема с применением внутреннего теплового насоса.

Ключевые слова: экстрактивная ректификация, тепловой насос, энергосбережение.

Для цитирования: Клаузнер П.С., Рудаков Д.Г., Анохина Е.А., Тимошенко А.В. Энергосбережение в экстрактивной ректификации смеси изобутиловый спирт–изобутилацетат с бутилпропионатом. *Тонкие химические технологии.* 2020;15(4):14-29. <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2020-15-4-14-29>

RESEARCH ARTICLE

Energy saving in the extractive distillation of isobutyl alcohol–isobutyl acetate with *n*-butyl propionate

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: paulklausner@mail.ru

Objectives. Determination of the effectiveness of using various types of heat pumps in the extractive distillation of an isobutyl alcohol–isobutyl acetate mixture with *n*-butyl propionate as the entrainer.

Methods. As the main research method, mathematical modeling was performed using the Aspen Plus V. 9 software package. As a model for describing the vapor–liquid equilibrium, the local composition equation-based UNIQUAC model was employed, and the Redlich–Kwong model was adopted to examine the non-ideal vapor phase. When modeling the conventional scheme of extractive distillation, parametric optimization was carried out according to the criterion of total energy costs in the reboilers of the columns. For economical evaluation, Aspen Process Economic Analyzer V10.1 tools were employed.

Results. In comparison with the conventional extractive distillation scheme, three variants of schemes with vapor-recompression heat pumps were considered: with a heat pump placed on an extractive distillation column, on an extractive agent regeneration column, and with two heat pumps placed on both columns of the scheme. A scheme with an internal heat pump was also proposed, in which the heat pump compressor is located between sections of extractive columns that operate at different pressures: 506.6 kPa in the top sections and 101.3 in the bottom section. An economic analysis was conducted for all the considered schemes to calculate the total annual costs. It was shown that schemes with vapor-recompression heat pumps can significantly reduce the energy costs of extractive distillation by up to 39.6%; however, a significant reduction in the total annual costs is achieved only with sufficiently long operation periods of the plants. The reduction in the energy costs in the scheme with an internal heat pump was 44%, and the total annual costs were in the range of 20.2–30.1%, depending on the operating time of the plant.

Conclusions. It was shown that using heat pumps in the extractive distillation of the mixture of isobutyl alcohol–isobutyl acetate with *n*-butyl propionate as the entrainer can significantly reduce energy costs. The scheme with an internal heat pump is the most economical of all the considered schemes.

Keywords: extractive distillation, heat pump, energy saving.

For citation: Klauzner P.S., Rudakov D.G., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Energy saving in the extractive distillation of isobutyl alcohol–isobutyl acetate with *n*-butyl propionate. *Tonk. Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2020;15(4):14-29 (in Russ.). <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2020-15-4-14-29>

ВВЕДЕНИЕ¹

Ректификация является одним из основных промышленных процессов очистки и разделения смесей химических компонентов различной природы. Она характеризуется высокими удельными затратами энергии [1]. Низкий термодинамический коэффициент полезного действия этого процесса заставляет исследователей вести постоянный поиск путей уменьшения энергопотребления. В настоящее время основными направлениями совершенствования отдельных процессов и технологических схем являются внутренняя [2] и внешняя теплоинтеграция [3], а также применение тепловых насосов [4, 5].

Экстрактивная ректификация (ЭР) – процесс, основанный на применении специального дополнительного агента, изменяющего (увеличивающего, обращающего) относительную летучесть компонентов исходной смеси, используется как метод разделения азеотропных смесей и смесей компонентов с относительной летучестью близкой к единице. В промышленности она применяется для выделения бензола из фракций пиролиза и риформинга [6], а также бутадиена и изопрена из продуктов пиролиза, и дегидрирования C₄–C₅ фракций [7]. Несмотря на то, что ЭР в ряде случаев характеризуется существенно меньшим энергопотреблением, чем азеотропная ректификация [8, 9] и метод разделения, основанный на варьировании давления [10–13], снижение энергетических затрат на её проведение является актуальной задачей вследствие многотонажности технологий основного органического и нефтехимического синтеза, где она, главным образом, применяется [14]. Так же, как и в обычной ректификации, при совершенствовании этого процесса применяются вышеуказанные подходы. Существенным отличием является то, что если использование внешних тепловых насосов для обычной ректификации уже широко распространено, и примером

такой технологии является ректификация пропан-пропиленовой фракции, то для экстрактивной ректификации разработка только начинается [15].

Целью настоящей работы является исследование целесообразности применения тепловых насосов различных типов для повышения энергетической эффективности экстрактивной ректификации.

В качестве объекта исследования выбраны технологические схемы экстрактивной ректификации азеотропной смеси изобутиловый спирт (ИБС)–изобутилацетат (ИБА) с *n*-бутилпропионатом (БП) в качестве экстрактивного агента (ЭА). Поскольку математическое моделирование химико-технологических процессов является мощным современным методом разработки новых и совершенствования традиционных технологий [16], то для решения задачи повышения эффективности разделения вышеуказанной смеси, использовался программный комплекс Aspen Plus версии 9.0.

Моделирование традиционной схемы экстрактивной ректификации

Для моделирования парожидкостного равновесия использовали модель UNIQUAC, параметры которой приведены в табл. 1. Для системы ИБС–ИБА использовали встроенные в Aspen Plus параметры бинарного взаимодействия, так как они обеспечивают более точное описание парожидкостного равновесия по сравнению с параметрами, представленными в [11]. Для систем ИБС–ЭА и ИБА–ЭА использовали данные [11], так как встроенные параметры для этих систем отсутствуют. Средние относительные ошибки для каждой бинарной пары при описании параметрами из разных источников приведены в табл. 2. Для учета неидеальности паровой фазы использовали уравнение состояния Редлиха–Квонга.

Для разделения рассматриваемой смеси можно использовать как традиционную систему экстрактивной ректификации с тяжелокипящим ЭА (рис. 1),

Таблица 1. Параметры бинарного взаимодействия модели UNIQUAC
Table 1. Binary coefficients of the UNIQUAC model

Компонент / Component	Источник / Source			
	Литер. Liter.	БД DB	Литер. Liter.	Литер. Liter.
Компонент i / Component i	ИБС / ИВА	ИБС / ИВА	ИБС / ИВА	ИБА / ИВАС
Компонент j / Component j	ИБА / ИВАС	ИБА / ИВАС	БП / ВР	БП / ВР
a _{ij}	0.26671	0	0	0
a _{ji}	0.22675	0	0	0
b _{ij}	-58.459	1.3501	-17.787	-65.929
b _{ji}	-182.110	-45.3251	-24.770	64.567

¹ Введенные обозначения смотрите в списке сокращений в конце статьи. / See the list of abbreviations at the end of the article for the introduced designations.

Таблица 2. Средние относительные ошибки описания ПЖР
Table 2. Relative errors of the vapor–liquid equilibrium (VLE) modeling

Источник Source	Компонент i Component i	Компонент j Component j	$\Delta Y^R, \%$	$\Delta T^R, \%$
Литер. / Liter.	ИБС / ИБА	ИБА / ИВА	1.58	0.44
БД / DB	ИБС / ИВА	ИБС / ИВА	1.37	0.36
Литер. / Liter.	ИБС / ИВА	БП / ВР	1.82	0.11
Литер. / Liter.	ИБА / ИВАС	БП / ВР	1.88	0.26

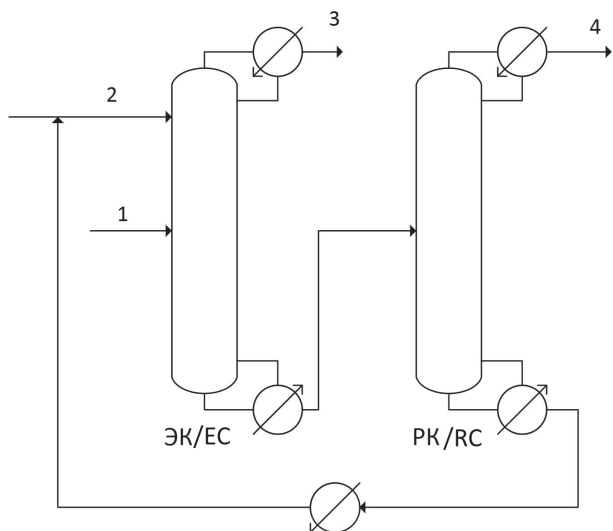


Рис. 1. Традиционная схема экстрактивной ректификации смеси ИБС–ИБА с разделяющим агентом БП.

ЭК – колонна экстрактивной ректификации,
РК – колонна регенерации разделяющего агента.
1 – Исходная смесь ИБС и ИБА,
2 – разделяющий агент БП, 3 – ИБС; 4 – ИБА.

Fig. 1. Conventional scheme of the ED of mixture ИВА–ИВАС with BP as the entrainer. EC is the ED column, and RC is the entrainer regeneration column. (1) Feed, (2) entrainer, (3) ИВА, (4) ИВАС.

так и системы, использующие внешние и внутренние тепловые насосы открытого типа. Поскольку система экстрактивной ректификации бинарной смеси представляет собой двухколонный комплекс, то тепловые насосы могут быть применены как по отдельности для каждой из колонн, так и для двух колонн одновременно.

Для всех вариантов схем рассматривали разделение исходной смеси ИБС–ИБА с концентрацией изобутилового спирта 41 масс. %, скоростью подачи – 1500 кг/ч, температурой – 100 °С, давлением – 108 кПа. Концентрацию ИБС и ИБА в продуктовых потоках поддерживали постоянной и равной 99.5 масс. %.

Для традиционного варианта организации экстрактивной ректификации (рис. 1) по алгоритму, предложенному в [17], были подобраны оптимальные рабочие параметры.

Давление вверху колонн было выбрано равным 101.3 кПа, рассматривались теоретические тарелки с перепадом давления по тарелке, равным 0.1013 кПа. Расчеты выполнялись в проектно-проверочном варианте с закрепленным качеством продуктовых потоков. В процессе оптимизации определялось общее число тарелок в обеих колоннах, тарелки подачи питания в колонну ЭК и РК, тарелка подачи разделяющего агента в колонну ЭК, количество потока разделяющего агента и его температура. Критерием оптимизации являлась суммарная тепловая нагрузка на кипятильники Q_{total} . Для оптимизации использовали встроенные инструменты программного комплекса Aspen Plus, такие как NQ Curve, Sensitivity Analysis и SQP Optimization. Процедура оптимизации включала несколько этапов.

На первом этапе при помощи инструмента NQ Curve при закрепленном количестве потока разделяющего агента, равном 3000 кг/ч, было определено общее число теоретических тарелок (ТТ) в колоннах: 66 и 48 в ЭК и РК, соответственно.

Далее была исследована зависимость рабочих параметров экстрактивной колонны от температуры подачи в неё разделяющего агента. Данные приведены в табл. 3.

Таблица 3. Зависимость параметров ЭК от температуры подачи РА
Table 3. Dependence of the EC parameters on the entrainer temperature

$T_s, ^\circ\text{C}$	N_s/N_F	R	$Q_{cond}, \text{кВт}$ Q_{cond}, kW	$Q_{reb}, \text{кВт}$ Q_{reb}, kW
110	13/52	4.58	-533.7	611.7
120	13/52	4.78	-552.4	611.6
130	13/52	4.97	-571.2	610.9
140	13/52	5.17	-590.4	610.8
146	13/52	5.29	-601.4	610.6

Из таблицы видно, что затраты энергии в кубе ЭК практически не зависят от температуры подачи в неё РА. Флегмовое число и паровой поток в верхней части колонны при увеличении T_{PA} со 110 до 146 °С возрастают примерно в 1.15 раза. Как отмечается М.К. Захаровым [20], увеличение флегмового числа повышает внутреннее энергосбережение при ректификации, а увеличение парового потока повышает эффективность

применения теплового насоса. С учетом вышесказанного, нами была выбрана температура подачи РА в ЭК, равная 146 °С. Кроме того, подача РА при такой температуре позволяет не усложнять систему дополнительным теплообменом на линии рецикла разделяющего агента.

Для определения пределов варьирования количества разделяющего агента найдено минимально необходимое количество разделяющего агента, при котором еще возможно получение продуктов заданного качества для разных положений тарелок подачи питания N_F и агента N_S . Количество РА, при котором Q_{reb}^{EC} достигает минимального значения, является оптимальным. Результаты представлены в табл. 4.

На основании этих результатов для последующей оптимизационной процедуры двухколонного комплекса ЭР были выбраны границы варьирования расхода РА от 2450 кг/ч до 3300 кг/ч. Далее в установленных пределах варьирования расхода РА методом вычислительного эксперимента показано отсутствие влияния этого параметра на оптимальное положение тарелки питания в РК. Результаты представлены в табл. 5.

Минимум энергозатрат наблюдается при подаче потока питания в РК на 22-ой ТТ. В дальнейшем при определении оптимальных параметров комплекса ЭР в целом эта тарелка подачи питания в колонну регенерации была закреплена.

При помощи одновременного использования инструментов Sensitivity Analysis и SQP Optimization было установлено оптимальное положение тарелок подачи питания и агента в ЭК и оптимальное количество потока разделяющего агента для двухколонного комплекса ЭР. При этом инструментом Sensitivity Analysis варьировались положения тарелок подачи питания и РА, а при помощи SQP для каждого фиксированного положения N_S/N_F подбирался оптимальный расход разделяющего агента, при котором суммарная нагрузка на кипятильники колонн $Q_{total} = Q_{reb}^{EC} + Q_{reb}^{RC}$ достигает минимального значения. Результаты представлены в табл. 6.

Итоговые рабочие параметры традиционной схемы экстрактивной ректификации представлены в табл. 7. Оптимальное количество подаваемого РА – 2671 кг/ч, температура РА – 146 °С.

Таблица 4. Минимальный и оптимальный (для ЭК) расход РА в зависимости от положения N_S/N_F

Table 4. The minimal and optimal (for EC) entrainer rate depending on the position of N_S/N_F

N_S/N_F	S_{min} , кг/ч S_{min} , kg/h	S_{opt} , кг/ч S_{opt} , kg/h	Q_{reb} при S_{min} , кВт Q_{reb} at S_{min} , kW	Q_{reb} при S_{opt} , кВт Q_{reb} at S_{opt} , kW
12/51	2390	3000	721.2	603.3
12/52	2360	3050	710.3	601.3
12/53	2340	3100	715.2	604.6
13/51	2400	3050	738.1	603.2
13/52	2370	3100	708.5	605.5
13/53	2350	3150	721.1	608.9
14/51	2450	3200	730.9	605.7
14/52	2420	3250	702.2	607.3
14/53	2400	3300	725.5	610.5

Таблица 5. Оптимальное положение тарелки питания в колонне регенерации при различном расходе РА

Table 5. The optimal feed stage in the entrainer regeneration column at various entrainer amounts

S , кг/ч S , kg/h	N_F	Q_{reb} , кВт Q_{reb} , kW	Q_{cond} , кВт Q_{cond} , kW	R
2450	22	358.9	-354.5	3.6
2600	22	378	-373.5	3.9
2800	22	397.7	-393.1	4.1
3000	22	417.4	-412.8	4.4
3300	22	437.2	-432.5	4.6

Таблица 6. Определение оптимальных рабочих параметров традиционной схемы экстрактивной ректификации
 Table 6. Determination of the optimal operation parameters of the conventional ED scheme

N _S	N _F	S, кг/ч S, kg/h	Q _{reb} ^{EC} , кВт	Q _{cond} ^{EC} , кВт	R ^{EC}	Q _{reb} ^{RC} , кВт	Q _{cond} ^{RC} , кВт	R ^{RC}	Q _{total} ^{EC} , кВт
			Q _{reb} ^{EC} , kW	Q _{cond} ^{EC} , kW		Q _{reb} ^{RC} , kW	Q _{cond} ^{RC} , kW		Q _{total} ^{EC} , kW
12	51	2732	630.8	-623.5	5.52	391.1	-386.5	4.04	1021.9
	52	2733	628.8	-621.5	5.50	391.0	-386.5	4.04	1019.8
	53	2635	635.3	-627.9	5.57	381.5	-377.0	3.91	1016.8
	54	2638	639.1	-631.8	5.61	382.0	-377.5	3.92	1021.2
13	51	2747	623.8	-616.5	5.45	392.6	-388.0	4.06	1016.3
	52	2747	620.5	-613.3	5.41	392.2	-387.7	4.05	1012.8
	53	2671	627.3	-620.0	5.48	385.2	-380.7	3.96	1012.5
	54	2672	632.3	-625.0	5.54	385.4	-380.9	3.96	1017.7
14	51	2842	618.8	-611.6	5.40	401.5	-396.9	4.17	1020.3
	52	2690	628.6	-621.4	5.50	386.6	-382.0	3.98	1015.2
	53	2657	632.3	-625.0	5.54	383.4	-378.9	3.94	1015.7
	54	2643	639.1	-631.8	5.61	381.9	-377.4	3.92	1021.0

Таблица 7. Оптимальные рабочие параметры традиционной схемы экстрактивной ректификации
 Table 7. Optimal operating parameters of the conventional ED scheme

Колонны Columns	ЭК EC	ПК RC
N _{total}	66	48
N _F	53	22
N _S	13	-
Q _{reb} ^{EC} , кВт / Q _{reb} ^{RC} , kW	618.2	394.3
Q _{cond} ^{EC} , кВт / Q _{cond} ^{RC} , kW	-515.2	-389.8
R	5.39	4.08
T _{cond} ^{EC} , °C	107.7	116.2
T _{reb} ^{EC} , °C	137.5	146.5
P _{cond} ^{EC} , кПа / P _{cond} ^{RC} , kPa	101.3	101.3
P _{reb} ^{EC} , кПа / P _{reb} ^{RC} , kPa	107.9	106.1

Моделирование схем с тепловыми насосами открытого типа

Плешу и др. [18] предложили метод для предварительной оценки целесообразности применения тепловых насосов в ректификации на основе коэффициента эффективности C_{ef}

$$C_{ef} = \frac{Q_{reb}}{A} = \frac{T_{reb}}{(T_{reb} - T_{cond})}, \quad (1)$$

где Q_{reb} – нагрузка на кипятильник колонны, A – термодинамическая работа, T_{cond} и T_{reb} – абсолютные температуры в конденсаторе и кипятильнике ректификационной колонны, соответственно.

Уравнение (1) получено Плешу и др. [18], исходя из уравнения для расчета теплоты, требуемой для разделения, и выражения для коэффициента полезного действия тепловой машины Карно. По данным Плешу, при значении C_{ef} > 10 применение тепловых насосов экономически целесообразно в большинстве случаев, при 10 > C_{ef} > 5 использование тепловых насосов оказывается целесообразным только при некоторых условиях, а при значении C_{ef} < 5 применение тепловых насосов нецелесообразно. Необходимо отметить, что данный подход был предложен для оценки эффективности применения тепловых насосов при ректификации зеотропных смесей. Однако в работах [21–24] он был использован для оценки эффективности применения тепловых насосов в процессах разделения азеотропных смесей, в том

числе и в экстрактивной ректификации. Мы решили проверить правомерность такого подхода в случае разделения смеси ИБС–ИБА экстрактивной ректификацией с БП.

Исходя из данных табл. 7, для экстрактивной колонны S_{ef} равен 12.76, а для колонны регенерации – 12.83. Высокие значения S_{ef} предполагают получение существенного эффекта от применения тепловых насосов на обеих колоннах. Также литературные данные [4] свидетельствуют о том, что максимальная эффективность теплового насоса достигается при минимальной возможной разнице температур в теплообменнике. Исходя из этих данных, для определения выходного давления компрессора была задана температурная разница $\Delta T = 25$ К. При этом, компрессор обеспечивает расчетное давление по дистилляту

экстрактивной колонны $P_{comp}^{EC} = 506.6$ кПа, а по дистилляту колонны регенерации $P_{comp}^{RC} = 456.0$ кПа

На основе традиционной схемы экстрактивной ректификации и приведенных выше предположений об эффективности применения тепловых насосов были смоделированы три варианта схем, содержащих тепловые насосы открытого типа (рис. 2). Во всех случаях введенный в схему тепловой насос, установленный на колонну, полностью использует паровой поток, выходящий сверху колонны. После сжатия в компрессоре с потребляемой мощностью W_{comp} до давления P_{comp} и адиабатического нагрева паровой поток направляется в теплообменник, обеспечивая частичный обогрев куба колонны (количество переданного в этом теплообменнике тепла обозначено Q_{HE}). Далее поток парожидкостной смеси направляется

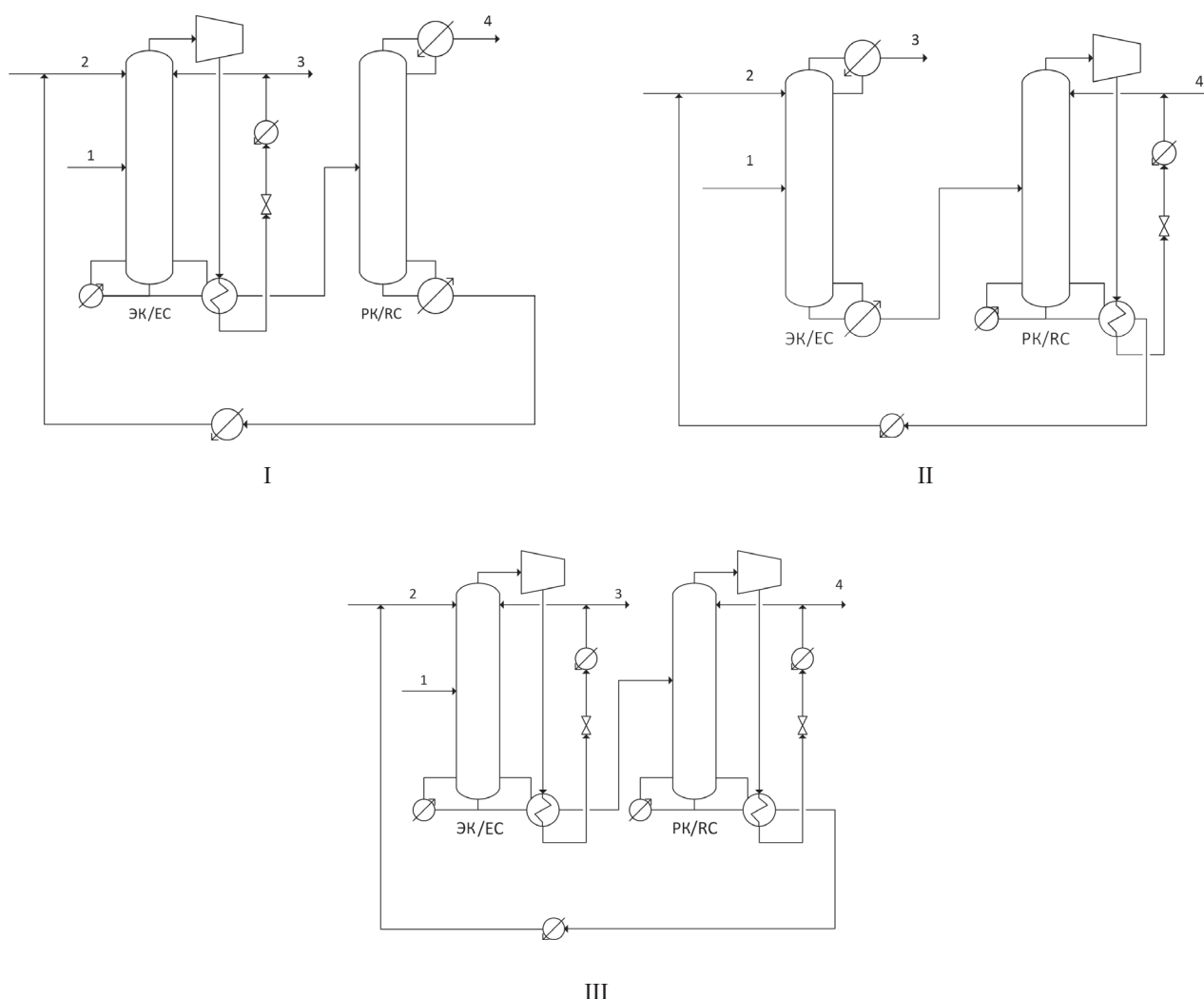


Рис. 2. Схемы экстрактивной ректификации с внешним тепловым насосом открытого типа. Установка компрессора на паровом потоке ЭК (I), на паровом потоке РК (II), на паровых потоках обеих колонн (III). ЭК – колонна экстрактивной ректификации, РК – колонна регенерации разделяющего агента. 1 – Исходная смесь ИБС и ИБА, 2 – разделяющий агент БП, 3 – ИБС, 4 – ИБА.

Fig. 2. Schemes of ED including vapor-recompression heat pumps.

The compressor installed on the vapor streams of (I) EC, (II) RC, and (III) both columns. EC is the ED column, RC is the entrainer regeneration column. (1) Feed, (2) entrainer, (3) IBA, (4) IBAC.

в дроссель, где давление снижается до 101.3 кПа. Для полной конденсации потока используется вспомогательный конденсатор, после которого поток разделяется на продуктовый и флегмовый.

Так как в рассматриваемых схемах замена стандартного теплообменного оборудования ректификационных колонн на обвязку, обеспечивающую применение теплового насоса, не вносит значительных изменений в тепломассообменные процессы внутри колонн, повторная оптимизация конструктивных параметров колонн не требуется. Следует отметить, что во всех трех вариантах организации процесса у колонн с тепловыми насосами применяются дополнительные кубовые кипятильники и конденсаторы, нагрузки на которые обозначены Q_{reb} и Q_{cond} соответственно. Это связано с тем, что в рассматриваемых

схемах не удалось полностью отказаться от дополнительного подвода и отвода тепла, несмотря на то, что соответствующие тепловые нагрузки, а, следовательно, расходы греющего пара и охлаждающей воды, как будет показано ниже, значительно уменьшаются по сравнению с традиционной схемой.

Рассчитанные параметры трех вариантов схем с тепловыми насосами приведены далее (табл. 8).

В технологические схемы (рис. 2) по сравнению с традиционной схемой внесены существенные изменения за счет включения в их состав дополнительного дорогостоящего оборудования, такого как «горячие» компрессоры, потребляющие при компримировании паровых потоков электроэнергию. Поэтому использование критерия энергетических затрат для выбора оптимальной технологической

Таблица 8. Параметры схем с тепловыми насосами открытого типа
Table 8. Operating parameters of the schemes with vapor-recompression heat pumps

Схема I (Рис. 2) Scheme I (Fig. 2)		
Колонны Columns	ЭК EC	ПК RC
Q_{reb} , кВт / Q_{reb} , kW	64.83	394.32
Q_{HE} , кВт / Q_{HE} , kW	568.82	–
Q_{cond} , кВт / Q_{cond} , kW	–163.51	–389.81
Оборудование Equipment	Компрессор на паровом потоке ЭК The compressor was installed on the vapor streams of EC	
W_{comp} , кВт / W_{comp} , kW	106.18	–
P_{comp} , кПа / P_{comp} , kPa	506.63	–
Схема II (Рис. 2) Scheme II (Fig. 2)		
Колонны Columns	ЭК EC	ПК RC
Q_{reb} , кВт / Q_{reb} , kW	618.16	91.54
Q_{HE} , кВт / Q_{HE} , kW	–	299.24
Q_{cond} , кВт / Q_{cond} , kW	–515.25	–150.15
Оборудование Equipment	–	Компрессор на паровом потоке ПК The compressor was installed on the vapor streams of RC
W_{comp} , кВт / W_{comp} , kW	–	65.89
P_{comp} , кПа / P_{comp} , kPa	–	455.96
Схема III (Рис. 2) Scheme III (Fig. 2)		
Колонны Columns	ЭК EC	ПК RC
Q_{reb} , кВт / Q_{reb} , kW	64.83	91.54
Q_{HE} , кВт / Q_{HE} , kW	568.82	299.24
Q_{cond} , кВт / Q_{cond} , kW	–163.51	–150.15
Оборудование Equipment	Компрессор установлен на паровых потоках обеих колонн The compressor was installed on the vapor streams of both columns	
W_{comp} , кВт / W_{comp} , kW	106.18	65.89
P_{comp} , кПа / P_{comp} , kPa	506.63	455.96

схемы некорректно. В то же время для процесса оптимизации каждой индивидуальной технологической схемы, применение этого критерия допустимо и целесообразно. Для сравнения вариантов организации процесса, включающего разнородное технологическое оборудование, принято использовать критерий полных годовых затрат (ТАС):

$$TAC = OC + \frac{CC}{OT}, \quad (2)$$

где OT – срок эксплуатации установки в годах; CC – капитальные затраты, USD; OC – эксплуатационные затраты, USD/год.

Поскольку изменение сроков эксплуатации существенно влияет на величину ТАС, то были проведены расчеты критерия для 10 и 20-летнего периодов. Для вычисления капитальных и эксплуатационных затрат были использованы средства Aspen Process Economic Analyzer v10.1 (APEA). Основные экономические параметры приведены в табл. 9 и 10, а результаты экономической оценки – в табл. 11.

Таблица 9. Цены на энергоносители в долларах США
Table 9. Utility costs (USD)

Энергоносители / Energy resource	Стоимость, долларов США за единицу / Cost, USD per unit
Электричество, кВт Electricity, kW	0.0775
Оборотная вода, т Cooling water, t	0.03
Греющий пар, кг Steam, kg	0.017

Таблица 10. Цены оборудования в долларах США
Table 10. Equipment costs (USD)

Оборудование Equipment	Общие General		Традиционная схема Conventional scheme	
	Колонна Tower	Флегмовый насос Reflux pump	Основной конденсатор Main condenser	Основной кипятильник Main reboiler
ЭК / EC	862500	4500	23600	21400
РК / RC	404000	5200	20400	18400
Оборудование Equipment	Тепловой насос Heat pump			
	Компрессор Compressor	Теплообменник Heat exchanger	Вспомогательный конденсатор Support condenser	Вспомогательный кипятильник Support reboiler
ЭК / EC	707400	15100	8600	18400
РК / RC	671000	11000	8500	12300

Таблица 11. Экономическая оценка
Table 11. Economical evaluation

Экономические параметры Economic parameters	Традиционная схема (Рис. 1) Conventional scheme (Fig. 1)	Схема I Scheme I	Схема II Scheme II	Схема III Scheme III
		Рис. 2 / Fig. 2		
Затраты на энергоносители, долларов США/год Energy costs, USD per year	334155	248718	291574	201721
Снижение затрат на энергоносители, % Energy saving, %	0	25.6	12.7	39.6
Стоимость оборудования, долларов США Capital costs, USD	1363800	2061400	2027100	2555800
ТАС10, долларов США/год TAC10, USD per year	470535	454858	494284	457301
ТАС20, долларов США/год TAC20, USD per year	402345	351788	392929	329511
Снижение ТАС10, % TAC10 saving, %	0	3.3	-5.1	2.8
Снижение ТАС20, % TAC20 saving, %	0	12.6	2.3	18.1

Видно, что при 10-летнем периоде эксплуатации использование технологических схем с тепловыми насосами приносит очень незначительный экономический эффект, и практически эти технологические решения находятся на грани экономической целесообразности. Также видно, что для системы экстрактивной ректификации наибольшей эффективностью обладают технические решения, предусматривающие установку компрессора на паровой поток дистиллята колонны экстрактивной ректификации. Применение теплового насоса только на колонне регенерации экстрактивного агента нецелесообразно. Схема с двумя тепловыми насосами наиболее эффективна энергетически. По критерию ТАС при сроках 10 лет более выгодной является схема с тепловым насосом на экстрактивной колонне, однако, как уже отмечалось выше, экономический эффект незначителен. При сроках 20 лет эффективнее схема с двумя тепловыми насосами.

Моделирование схемы с внутренним тепловым насосом

Тепловой насос при экстрактивной ректификации может быть размещен не только на паровых потоках дистиллятов колонн, но и на паровых потоках между отдельными секциями колонн. Такое решение было впервые предложено Батиста и др. [19], но до настоящего времени не подвергалось сравнительному анализу с другими вариантами организации процесса. Схема с внутренним тепловым насосом представлена на рис. 3.

В этой схеме колонна экстрактивной ректификации разделена на две части, работающие под разным давлением – 101.3 кПа в исчерпывающей секции (НС) и 506.64 кПа в верхних укрепляющей и экстрактивной секциях (ВС), причем питание подается на первую тарелку нижней секции. Частичный обогрев кипятильника нижней секции обеспечивается паровым потоком дистиллята верхней секции.

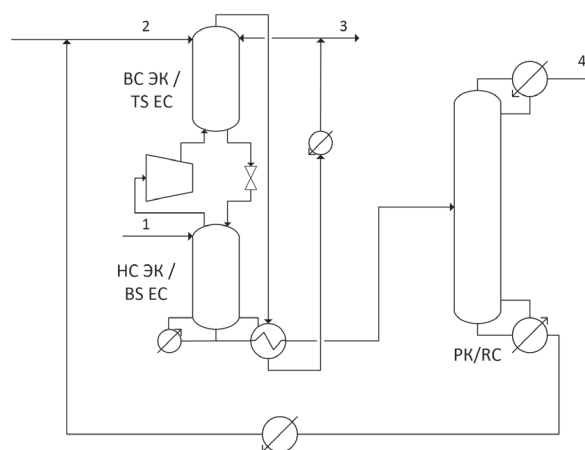


Рис. 3. Схема экстрактивной ректификации с «внутренним» тепловым насосом открытого типа. ВС ЭК – верхняя секция колонны экстрактивной ректификации, НС ЭК – нижняя секция колонны экстрактивной ректификации, РК – колонна регенерации разделяющего агента. 1 – Исходная смесь ИБС и ИБА, 2 – разделяющий агент БП, 3 – ИБС, 4 – ИБА.

Fig. 3. Scheme of ED including an “internal” heat pump. TS EC denotes the top section of the ED column, BS EC denotes the bottom section of the ED column, and RC denotes the entrainer regeneration column. (1) Feed, (2) entrainer, (3) IBA, (4) IBAC.

При изменении рабочего давления в системе меняется вид диаграммы парожидкостного равновесия. В данном случае при увеличении давления состав азеотропа смещается в сторону увеличения в нём концентрации легкокипящего компонента, вплоть до вырождения азеотропии в тангенциальную при давлении 506.64 кПа. На рис. 4 (I) представлены диаграммы линий относительных летучестей α_{12} пары ИБС–ИБА (1)–ИБА (2) при 101.3 кПа, а на рис. 4 (II) – при давлении 506.64 кПа.

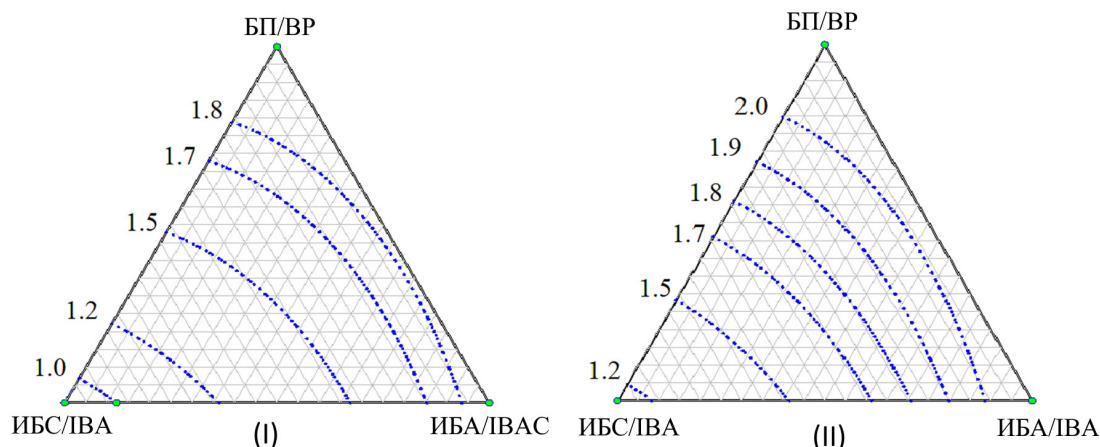


Рис. 4. Диаграммы линий относительных летучестей α_{12} пары ИБС–ИБА при 101.3 (I) и 506.64 (II) кПа в присутствии разделяющего агента.

Fig. 4. Relative volatility diagrams (α_{12}) for IBA–IBAC with an entrainer at 101.3 kPa (I) and 506.64 kPa (II).

Видно, что при увеличении давления в присутствии экстрактивного агента в рассматриваемой системе относительная летучесть α_{12} пары ИБС–ИБА возрастает, следовательно, разделение при повышенном давлении облегчается и требует меньшего количества разделяющего агента. Полученные нами расчетные данные по увеличению относительной летучести пары ИБС–ИБА при повышении давления подтверждаются данными натурного эксперимента Монтана и др. [25].

Для моделирования схемы с «внутренним» тепловым насосом потребовалось определить оптимальные рабочие параметры традиционной схемы экстрактивной ректификации, в которой колонна ЭК работает при повышенном давлении. При этом появляются дополнительные затраты тепла на подогрев исходного сырья и теплообменник для подогрева. Такая схема была смоделирована и оптимизирована по упомянутому ранее алгоритму [17]. Оптимальные рабочие параметры этой схемы представлены в табл. 12. Оптимальное количество подаваемого РА – 1312 кг/ч, температура РА – 146 °С.

На основе параметров схемы с ЭК, работающей при давлении 506.64 кПа и традиционной схемы (при давлении 101.3 кПа) было проведено моделирование схемы с «внутренним» тепловым насосом. При этом параметры ВС ЭК – общее число тарелок, номер тарелки подачи разделяющего агента и количество потока разделяющего агента соответствует параметрам укрепляющей и экстрактивной секций колонны ЭК в схеме, работающей при повышенном давлении, а параметры НС ЭК – параметрам исчерпывающей секции колонны ЭК схемы, работающей

при атмосферном давлении. Параметры схемы с «внутренним» тепловым насосом представлены в табл. 13. Оптимальное количество подаваемого РА – 1312 кг/ч, температура РА – 146 °С.

Из приведенных результатов видно, что применение внутреннего теплового насоса позволяет отказаться от дополнительного подвода тепла в куб колонны ЭК и исключить вспомогательный кипятильник.

Для схемы с внутренним тепловым насосом также проведена экономическая оценка и определена величина ТАС. Цены оборудования приведены в табл. 14, а результаты экономического анализа в сравнении с традиционной схемой представлены в табл. 15.

Как можно видеть, использование внутреннего теплового насоса позволяет значительно снизить энергетические затраты и ТАС.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате проведенного исследования показано, что применение тепловых насосов в схеме экстрактивной ректификации смеси изобутиловый спирт–изобутилацетат с *n*-бутилпропионатом в качестве разделяющего агента может быть экономически оправдано. Среди рассмотренных схем с внешним тепловым насосом открытого типа наибольшую энергетическую эффективность имеет схема, в которой тепловые насосы применяются на обеих колоннах. Такая схема обеспечивает снижение затрат на энергоносители на 39.6% по сравнению с традиционной схемой экстрактивной ректификации. По критерию полных годовых затрат при расчете, исходя из времени функционирования установки в 10 лет,

Таблица 12. Параметры колонн схемы экстрактивной ректификации при давлении в колонне ЭК 506.64 кПа
Table 12. Operating parameters of the scheme of ED with EC, at 506.64 kPa

Колонны Columns	ЭК EC	ПК RC
Общее число тарелок, N_{total} Total number of stages, N_{total}	56	50
Тарелка питания, N_F Feed stage, N_F	44	23
Тарелка подачи РА, $N_S / EA, N_S$	13	–
Q_{reb} , кВт / Q_{reb} , kW	473.8	214.2
Q_{cond} , кВт / Q_{cond} , kW	–408.9	–311.4
R	4.2	3.1
T_{cond} , °С	160.4	116.2
T_{reb} , °С	197.9	146.6
P_{cond} , кПа / P_{cond} , kPa	506.6	101.3
P_{reb} , кПа / P_{reb} , kPa	512.2	106.3
$Q_{доп. подогрева питания}$, кВт $Q_{additional feed heating}$, kW	76.6	–

Таблица 13. Параметры схемы с «внутренним» тепловым насосом
Table 13. Operating parameters of the scheme with the “internal” heat pump

Колонны / Columns	ЭК / EC	ПК / RC
N_{total}	56	50
$N^{TS EC}$	43	–
$N^{BS EC}$	13	–
N_F	44 (1)	23
N_S	13	–
Q_{reb} , кВт / Q_{reb} , kW	0	214.2
Q_{HE} , кВт / Q_{HE} , kW	403.9	–
Q_{cond} , кВт / Q_{cond} , kW	–84.3	–311.4
R	4.2	3.1
T_{cond} , °C	160.4	116.2
T_{reb} , °C	130.8	146.5
P_{cond} , кПа / P_{cond} , kPa	506.6	101.3
P_{reb} , кПа / P_{reb} , kPa	102.5	106.1
Оборудование / Equipment	ЭК / EC	ПК / RC
W_{comp} , кВт / W_{comp} , kW	123.6	–
P_{comp} , кПа / P_{comp} , kPa	511	–

Таблица 14. Цены оборудования для схемы с «внутренним» тепловым насосом
Table 14. Equipment costs for the scheme with the “internal” heat pump

Оборудование Equipment	Колонна Tower	Флегмовый насос Reflux pump	Основной конденсатор Main condenser	Основной кипятильник Main reboiler
BC ЭК TS EC	414000	5100	–	–
HC ЭК BS EC	68800	–	–	–
PK RC	605200	4500	21500	14600
Оборудование Equipment	Компрессор Compressor	Теплообменник Heat exchanger	Вспомогательный конденсатор Support condenser	
BC ЭК TS EC	727100	–	8300	
HC ЭК BS EC	–	12600	–	

Таблица 15. Экономическая оценка
Table 15. Economical evaluation

Экономические параметры Economic parameters	Традиционная схема Conventional scheme	Схема с внутренним тепловым насосом Scheme with the “internal” heat pump
Заграты на энергоносители, долларов США/год Energy costs, USD per year	334155	187266
Снижение затрат на энергоносители, % Energy saving, %	0	44.0
Стоимость оборудования, долларов США Capital costs, USD	1363800	1881700
TAC10, долларов США/год TAC10, USD per year	470535	375436
TAC20, долларов США/год TAC20, USD per year	402345	281351
Снижение TAC10, % TAC10 saving, %	0	20.2
Снижение TAC20, % TAC20 saving, %	0	30.1

наименьшее значение ТАС10 достигается в схеме с тепловым насосом на колонне экстрактивной ректификации. Такая схема обеспечивает снижение ТАС10 на 3.3% по сравнению с традиционной схемой. При времени функционирования в 20 лет наименьшие полные годовые затраты обеспечивает схема с двумя тепловыми насосами. ТАС20 этой схемы ниже на 18.1% по сравнению с традиционной схемой. Предложенная схема с внутренним тепловым насосом является наиболее экономичной из рассмотренных

в данной работе, несмотря на несколько нестандартную конфигурацию. Эта схема обеспечивает снижение затрат на энергоносители на 44%, снижение ТАС со сроками функционирования 10 лет на 20.2%, а со сроками 20 лет – на 30.1%.

Таким образом, применение систем с тепловыми насосами в экстрактивной ректификации обеспечивает существенное снижение потребления энергии и может дать значительный экономический эффект.

Обозначения

A – термодинамическая работа / thermodynamic work;
a, b – параметры уравнения UNIQUAC / parameters of the UNIQUAC equation;
C_{ef} – коэффициент эффективности / efficiency coefficient;
СС – капитальные затраты / capital costs;
N – номер тарелки / plate number;
ОС – эксплуатационные затраты / operating costs;
ОТ – срок эксплуатации установки / operating time;
P – абсолютное давление / absolute pressure;
Q – тепловая нагрузка / heat duty;
R – флегмовое число / phlegm number;
S – расход разделяющего агента / flow rate of the extractive agent;
T – температура / temperature;
ТТ / ТР – теоретические тарелки / theoretical plates;
ТАС – полные годовые затраты / total annual costs;
ТАС10 – полные годовые затраты при сроке функционирования в 10 лет / total annual costs with a 10-year operating life;
ТАС20 – полные годовые затраты при сроке функционирования в 20 лет / total annual costs with a 20-year operating life;
W – потребляемая мощность / power consumption;
Y – концентрация компонента в паровой фазе / component concentration in the vapor phase;
БД / DB – база данных программного комплекса / database of the software package;
БП / BP – *n*-бутилпропионат / *n*-butylpropionate;
ВС / TS – верхняя секция / top section;
ИБА / ИВАС – изобутилацетат / isobutyl acetate;
ИБС / ИВА – изобутиловый спирт / isobutyl alcohol;
Литер. / Liter. – данные из литературного источника / data from a literary source;
НС / BS – нижняя секция / bottom section;
ПЖР / VLE – парожидкостное равновесие / vapor-liquid equilibrium;
РК / RC – колонна регенерации экстрактивного агента / entrainer regeneration column;
РА / ЕА – разделяющий (экстрактивный) агент / separating (extractive) agent;
ЭК / ЕС – колонна экстрактивной ректификации / extractive distillation column;
ЭР / ED – экстрактивная ректификация / extractive distillation;

Индексы

comp – компрессор / compressor;
cond – конденсатор / condenser;
i, j – номера компонентов / numbers of the components;
F – питание / feed;
HE – теплообменник / heat exchanger;
min – минимальное значение / the minimum value;
opt – оптимальное значение / optimal value;
reb – кипятильник / reboiler;
S – экстрактивный агент / extractive agent;
total – суммарный;

Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке Российского фонда фундаментальных исследований (проект № 20-03-00314).

Acknowledgments

The study was supported by the Russian Foundation for Basic Research, project No. 20-03-00314.

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

The authors declare no conflicts of interest.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

REFERENCES

- King C.J. Separation processes. 2nd ed. N-Y: Dover Publications; 2013. 880 p.
- Kiss A.A., Olujić Z. A review on process intensification in internally heat-integrated distillation columns. *Chem. Eng. Process.: Process Intensification*. 2014;86:125-144. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2014.10.017>
- Тимошенко А.В., Анохина Е.А., Рудаков Д.Г., Тимофеев В.С., Тациевская Г.И., Матюшенкова Ю.В. Энергосбережение в ректификации с использованием комплексов со связанными потоками. *Вестник МИТХТ (Тонкие химические технологии)*. 2011;6(4):28-39.
- Null H.R. Heat pumps in distillation. *Chem. Eng. Prog.* 1976;72(7):58-64.
- Jana A.K. Heat integrated distillation operation. *Appl. Energ.* 2010;7(5):1477-1494. <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.10.014>
- Гайле А.А., Сомов В.Е. Процессы разделения и очистки продуктов переработки нефти и газа. СПб.: Химиздат; 2012. 376 с. ISBN 978-5-93808-199-4
- Павлов С.Ю. Выделение и очистка мономеров для синтетического каучука. Л.: Химия; 1987. 232 с.
- Meirelles A., Weiss S., Herfurth H. Ethanol dehydration by extractive distillation. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 1992;53(2):181-188. <https://doi.org/10.1002/jctb.280530213>
- Arifin S., Chien I-L. Design and Control of an Isopropyl Alcohol Dehydration Process via Extractive Distillation Using Dimethyl Sulfoxide as an Entrainer. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2008;47(3):790-803. <https://doi.org/10.1021/ie070996n>
- Luyben W.L. Comparison of Pressure-Swing Distillation and Extractive Distillation Methods for Methanol-Recovery Systems in the TAME Reactive-Distillation Process. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2005;44(15):5715-5725. <https://doi.org/10.1021/ie058006q>
- Muñoz R., Montón J.B., Burguet M.C. Separation of isobutyl alcohol and isobutyl acetate by extractive distillation and pressure-swing distillation: Simulation and optimization. *Sep. Purif. Technol.* 2006;50(2):175-183. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2005.11.022>
- Luyben W.L. Comparison of Extractive Distillation and Pressure-Swing Distillation for Aceton-Methanol Separation. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2008;47(8):2696-2707. <https://doi.org/10.1021/ie701695u>
- Wang S.-J., Huang H.-P., Yu Ch.-Ch. Plantwide Design of Transesterification Reactive Distillation to Co-Generate Ethyl Acetate and *n*-Butanol. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2010;49(2):750-760. <https://doi.org/10.1021/ie901413c>
- Анохина Е.А. Энергосбережение в процессах экстрактивной ректификации. *Вестник МИТХТ (Тонкие химические технологии)*. 2013;8(5):3-19.
- You X., Rodriguez-Donis I., Gerbaud V. Reducing process cost and CO₂ emissions for extractive distillation by double-effect heat integration and mechanical heat pump. *Appl. Energ.* 2016;166:128-140. <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.01.028>
- Тимошенко А.В., Анохина Е.А. Моделирование и оптимизация как инструмент разработки высоко эффективных технологических схем ректификации. *Российский технологический журнал*. 2017;5(3):138-150. <https://doi.org/10.32362/2500-316X-2017-5-3-138-150>
- King C.J. Separation processes. 2nd ed. N-Y: Dover Publications; 2013. 880 p.
- Kiss A.A., Olujić Z. A review on process intensification in internally heat-integrated distillation columns. *Chem. Eng. Process.: Process Intensification*. 2014;86:125-144. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2014.10.017>
- Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Rudakov D.G., Timofeev V.S., Tatsievskaya G.I., Matyushenkova Y.V. Power saving in distillation using complexes with coupled flows. *Vestnik MITHT = Fine Chemical Technologies*. 2011;6(4):28-39 (in Russ.).
- Null H.R. Heat pumps in distillation. *Chem. Eng. Prog.* 1976;72(7):58-64.
- Jana A.K. Heat integrated distillation operation. *Appl. Energ.* 2010;7(5):1477-1494. <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.10.014>
- Gaile A.A., Somov V.E. *Protsessy razdeleniya i ochistki produktov pererabotki nefi i gaza* (Separation and purification processes for oil and gas refined products). St. Petersburg: Khimizdat; 2012. 376 p. (in Russ.). ISBN 978-5-93808-199-4
- Pavlov S.Yu. *Vydelenie i ochistka monomerov dlya sinteticheskogo kauchuka* (Isolation and purification of monomers for synthetic rubber). Leningrad: Khimiya; 1987. 232 p. (in Russ.).
- Meirelles A., Weiss S., Herfurth H. Ethanol dehydration by extractive distillation. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 1992;53(2):181-188. <https://doi.org/10.1002/jctb.280530213>
- Arifin S., Chien I-L. Design and Control of an Isopropyl Alcohol Dehydration Process via Extractive Distillation Using Dimethyl Sulfoxide as an Entrainer. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2008;47(3):790-803. <https://doi.org/10.1021/ie070996n>
- Luyben W.L. Comparison of Pressure-Swing Distillation and Extractive Distillation Methods for Methanol-Recovery Systems in the TAME Reactive-Distillation Process. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2005;44(15):5715-5725. <https://doi.org/10.1021/ie058006q>
- Muñoz R., Montón J.B., Burguet M.C. Separation of isobutyl alcohol and isobutyl acetate by extractive distillation and pressure-swing distillation: Simulation and optimization. *Sep. Purif. Technol.* 2006;50(2):175-183. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2005.11.022>
- Luyben W.L. Comparison of Extractive Distillation and Pressure-Swing Distillation for Aceton-Methanol Separation. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2008;47(8):2696-2707. <https://doi.org/10.1021/ie701695u>
- Wang S.-J., Huang H.-P., Yu Ch.-Ch. Plantwide Design of Transesterification Reactive Distillation to Co-Generate Ethyl Acetate and *n*-Butanol. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2010;49(2):750-760. <https://doi.org/10.1021/ie901413c>
- Anokhina E.A. Energy saving in extractive distillation. *Vestnik MITHT = Fine Chemical Technologies*. 2013;8(5):28-39 (in Russ.).
- 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. Energ.* 2016;166:128-140. <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.01.028>
- Timoshenko A.V., Anokhina E.A. Simulation and optimization as a tool for the development of high effective technological schemes of distillation. *Rossiiskii tekhnologicheskii zhurnal = Russian Technological Journal*. 2017;5(3):138-150 (in Russ.). <https://doi.org/10.32362/2500-316X-2017-5-3-138-150>

17. Анохина Е.А., Шлейникова Е.Л., Тимошенко А.В. Энергоэффективность комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками в экстрактивной ректификации смеси метилацетат – хлороформ в зависимости от применяемого экстрактивного агента. *Вестник МИТХТ (Тонкие химические технологии)*. 2013;8(2):18-25.
18. Plesu V., Bonet-Ruiz A.E., Bonet J., Llorens J. Simple Equation for Suitability of Heat Pump Use in Distillation. *Comput. Aided Chem. Eng.* 2014;33:1327-1332. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63455-9.50056-8>
19. Batista E., Meirelles A. Simulation and Thermal Integration SRV in Extractive Distillation Column. *J. Chem. Eng. Jpn.* 1997;30(1):45-51. <https://doi.org/10.1252/jcej.30.45>
20. Захаров М.К. Энергосберегающая ректификация. Учебное пособие. СПб: Издательство «Лань»; 2018. 252 с. ISBN 978-5-8114-2823-6
21. Luo H., Bildea C.S., Kiss A.A. Novel Heat-Pump-Assisted Extractive Distillation for Bioethanol Purification. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2015;54(7):2208-2213. <https://doi.org/10.1021/ie504459c>
22. Shi L., Huang K., Wang S., Yu J., Yuan Y., Chen H., Wong D.S.H. Application of Vapor Recompression to Heterogeneous Azeotropic Dividing-Wall Distillation Columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2015;54(46):11592-11609. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b02929>
23. Patraşcu I., Bildea C.S., Kiss A.A. Eco-efficient Downstream Processing of Biobutanol by Enhanced Process Intensification and Integration. *ACS Sustainable Chem. Eng.* 2018;6(4):5452-5461. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.8b00320>
24. Shi P., Zhang Q., Zeng A., Ma Y., Yuan X. Eco-efficient vapor recompression-assisted pressure-swing distillation process for the separation of a maximum-boiling azeotrope. *Energy*. 2020;196(1):117095. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117095>
25. Monton J.B., Munoz R., Burguet M.C., de la Torre J. Isobaric vapor–liquid equilibria for the binary systems isobutylalcohol + isobutyl acetate and *tert*-butyl alcohol + *tert*-butylacetate at 20 and 101.3 kPa. *Fluid Phase Equilibria*. 2005;227(1):19-25. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2004.10.022>
17. Anokhina E.A., Shleynikova E.L., Timoshenko A.V. Energy efficiency of complexes with partially coupled thermally and material flows for extractive distillation of methyl acetate – chloroform mixture. *Tonkie khimicheskie tekhnologii = Fine Chemical Technologies*. 2013;8(2):18-25 (in Russ.).
18. Plesu V., Bonet-Ruiz A.E., Bonet J., Llorens J. Simple Equation for Suitability of Heat Pump Use in Distillation. *Comput. Aided Chem. Eng.* 2014;33:1327-1332. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63455-9.50056-8>
19. Batista E., Meirelles A. Simulation and Thermal Integration SRV in Extractive Distillation Column. *J. Chem. Eng. Jpn.* 1997;30(1):45-51. <https://doi.org/10.1252/jcej.30.45>
20. Zakharov M.K. *Energoberegayushchaya rektifikatsiya. Uchebnoe posobie* (Energy saving distillation). St. Petersburg: Lan' Publishing House; 2018. 252 p. (in Russ.). ISBN 978-5-8114-2823-6
21. Luo H., Bildea C.S., Kiss A.A. Novel Heat-Pump-Assisted Extractive Distillation for Bioethanol Purification. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2015;54(7):2208-2213. <https://doi.org/10.1021/ie504459c>
22. Shi L., Huang K., Wang S., Yu J., Yuan Y., Chen H., Wong D.S.H. Application of Vapor Recompression to Heterogeneous Azeotropic Dividing-Wall Distillation Columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2015;54(46):11592-11609. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b02929>
23. Patraşcu I., Bildea C.S., Kiss A.A. Eco-efficient Downstream Processing of Biobutanol by Enhanced Process Intensification and Integration. *ACS Sustainable Chem. Eng.* 2018;6(4):5452-5461. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.8b00320>
24. Shi P., Zhang Q., Zeng A., Ma Y., Yuan X. Eco-efficient vapor recompression-assisted pressure-swing distillation process for the separation of a maximum-boiling azeotrope. *Energy*. 2020;196(1):117095. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117095>
25. Monton J.B., Munoz R., Burguet M.C., de la Torre J. Isobaric vapor–liquid equilibria for the binary systems isobutylalcohol + isobutyl acetate and *tert*-butyl alcohol + *tert*-butylacetate at 20 and 101.3 kPa. *Fluid Phase Equilibria*. 2005;227(1):19-25. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2004.10.022>

Об авторах:

Клаузнер Павел Сергеевич, аспирант 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: paulklauser@mail.ru. <https://orcid.org/0000-0001-5844-549X>

Рудаков Данила Григорьевич, кандидат технических наук, 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@mitht.ru. Scopus Author ID 37018548000, ResearcherID M-5241-2014, <https://orcid.org/0000-0002-9892-7909>

Анохина Елена Анатольевна, кандидат технических наук, 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: anokhina.ea@mail.ru. Scopus Author ID 6701718055, ResearcherID E-5022-2016

Тимошенко Андрей Всеволодович, доктор технических наук, 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@mitht.ru. Scopus Author ID 56576076700, ResearcherID Y-8709-2018

About the authors:

Pavel S. Klausner, Postgraduate Student, 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: paulklausner@mail.ru. <https://orcid.org/0000-0001-5844-549X>

Danila G. Rudakov, Cand. of Sci. (Engineering), Docent, 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@mitht.ru. Scopus Author ID 37018548000, ResearcherID M-5241-2014, <https://orcid.org/0000-0002-9892-7909>

Elena A. Anokhina, Cand. of Sci. (Engineering), Associate Professor, Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis of 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

Andrey V. Timoshenko, Dr. of Sci. (Engineering), 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@mitht.ru. Scopus Author ID 56576076700, ResearcherID Y-8709-2018

*Поступила: 15.10.2019; получена после доработки: 11.07.2020; принята к опубликованию: 27.07.2020.
The article was submitted: October 15, 2019; approved after reviewed: July 11, 2020; accepted for publication: July 27, 2020.*