

УДК 660:51.001.57

ПРИМЕНЕНИЕ КОМПЛЕКСА С ЧАСТИЧНО СВЯЗАННЫМИ ТЕПЛОВЫМИ И МАТЕРИАЛЬНЫМИ ПОТОКАМИ И ТЕПЛОВЫХ НАСОСОВ В ЭКСТРАКТИВНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ АЛЛИЛОВЫЙ СПИРТ – АЛЛИЛАЦЕТАТ С *n*-БУТИЛПРОПИОНАТОМ

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

Институт тонких химических технологий
имени М.В. Ломоносова
федерального бюджетного образовательного
учреждения высшего образования
«МИРЭА – Российский технологический
университет»
119571, Россия, Москва,
пр-т Вернадского, д. 86
Тел.: +7 (909) 989-01-04
E-mail: klauzner@mirea.ru

В работе исследован процесс экстрактивной ректификации смеси аллиловый спирт – аллилацетат с разделяющим агентом *n*-бутилпропионатом. В сравнении с традиционной схемой рассмотрены схемы с применением тепловых насосов открытого типа и внутреннего теплового насоса, а также комплексы с частично связанными тепловыми и материальными потоками – как без, так и с применением теплового насоса. Показано, что применение комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками и тепловых насосов в данном процессе позволяет значительно снизить энергетические затраты.

Ключевые слова: экстрактивная ректификация; тепловой насос; энергосбережение; теплоинтеграция; частично связанные тепловые и материальные потоки

APPLICATION OF A COMPLEX WITH PATRICIANLY COUPLED THERMAL AND ENERGY FLOWS AND HEAT PUMPS IN EXTRACTIVE DISTILLATION OF ALLYL ALCOHOL – ALLYL ACETATE MIXTURE WITH *n*-BUTYL PROPIONATE

P.S. Klauzner,
D.G. Rudakov,
E.A. Anokhina,
A.V. Timoshenko

M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical
Technologies,
MIREA – Russian Technological University
86, Vernadskogo av., Moscow, 119571, Russia
Tel.: +7 (909) 989-01-04
E-mail: klauzner@mirea.ru

In this article the extractive distillation process of allyl alcohol – allyl acetate with *n*-butyl propionate as entrainer was considered. Schemes with the use of vapor recompression heat pumps and with patricianly coupled thermal and energy streams, with heat pump and without it, are considered in comparison with the conventional extractive distillation scheme. It is shown that the use of those schemes can significantly reduce energy costs.

Keywords: extractive distillation; heat pump; energy saving; heat integration; patricianly coupled thermal and energy flows

Введение

Ректификация является одним из основных промышленных процессов очистки и разделения смесей 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 [2–4] и внешняя теплоинтеграция [5–7], а также применение тепловых насосов [8–11].

Экстрактивная ректификация (ЭР) – процесс, основанный на применении специального вещества, изменяющего (увеличивающего, обращающего) относительную летучесть компонентов исходной смеси, используется как метод разделения азеотропных смесей и смесей компонентов с относительной летучестью, близкой к 1. В промышленности ЭР применяется, например, для выделения бензола из фракций пиролиза и риформинга [12], а также бутадиена и изопрена из продуктов пиролиза и дегидрирования C_4-C_5 фракций [13]. Несмотря на то, что ЭР в ряде случаев характеризуется существенно меньшим энергопотреблением, чем азеотропная ректификация [14, 15] и метод разделения, основанный на варьировании давления [16–18], снижение энергетических затрат на её проведение является актуальной задачей вследствие многотоннажности производств основного органического и нефтехимического синтеза, где ЭР, главным образом, применяется [19].

Как и в обычной ректификации, при совершенствовании этого процесса используются вышеуказанные подходы. Существенным отличием является то, что в обычной ректификации внешние тепловые насосы уже широко распространены, и примером такой технологии является ректификация пропан-пропиленовой фракции, а для экстрактивной ректификации разработка схем с применением тепловых насосов только начинается [20].

В качестве объекта исследования выбраны технологические схемы экстрактивной ректификации азеотропной смеси аллиловый спирт (АС) – аллилацетат (АА) с *n*-бутилпропионатом

(БП) в качестве экстрактивного агента (ЭА). Смесь АА – АС образуется в ходе предварительного разделения реакционной смеси при синтезе аллилового спирта из аллилацетата как омылением, так и гидролизом и алкоголизом. В последнем случае наряду с аллиловым спиртом получают эфир уксусной кислоты, который может быть использован как растворитель.

В качестве метода исследования применяется математическое моделирование химико-технологических процессов, которое является мощным современным средством разработки новых и совершенствования традиционных технологий [21].

Расчетная часть

Все расчеты проводили в программном комплексе «Aspen Plus v. 10®». Для моделирования парожидкостного равновесия использовали модель NRTL, параметры которой представлены в **таблице 1**. При этом для пары АС–АА параметры взяты из литературного источника [22], а для пар АС–БП и АА–БП они оценены при помощи групповой модели UNIFAC. Так как принцип работы тепловых насосов подразумевает сжатие паров, для учета неидеальности паровой фазы применено уравнение состояния Редлиха-Квонга.

Для оценки возможности использования БП в качестве разделяющего агента для данной смеси была построена диаграмма линий относительной летучести α_{12} для пары АС–АА при давлении 101,3 кПа (**рис. 1**). Показано, что добавление БП повышает относительную летучесть пары АА–АС.

Для разделения рассматриваемой смеси можно использовать традиционную схему экстрактивной ректификации из двухотборных колонн и схемы с применением тепловых насосов открытого типа. Поскольку в первом случае необходим двухколонный комплекс, то тепловые насосы могут быть использованы как по отдельности для каждой из колонн, так и для обеих колонн одновременно.

Для всех вариантов схем рассматривали разделение исходной смеси с концентрацией аллилового спирта 62,9 % масс., скоростью подачи – 1000 кг/ч, температурой 97 °С, давле-

Таблица 1

Параметры бинарного взаимодействия модели NRTL

Компонент i	Компонент j		
	АС	АА	БП
	a_{ij}		
АС	0	0 [22]	0,535269 [UNIFAC]
АА	0 [22]	0	0,474973 [UNIFAC]
БП	-0,53419 [UNIFAC]	-0,407595 [UNIFAC]	0
	b_{ij}		
	АС	АА	БП
	c_{ij}		
АС	0	294,1 [22]	-129,434 [UNIFAC]
АА	-77,2 [22]	0	22,3606 [UNIFAC]
БП	437,179 [UNIFAC]	63,3727 [UNIFAC]	0
	c_{ij}		
	АС	АА	БП
	d_{ij}		
АС	0	-	-
АА	0,37 [22]	0	-
БП	0,3 [UNIFAC]	0,3 [UNIFAC]	0

нием 105,0 кПа. Концентрации АС и АА в продуктовых потоках поддерживали постоянными и равными 99,5 % масс.

Для традиционного варианта организации экстрактивной ректификации (*рис. 2*) по алгоритму, предложенному в [23], были определены оптимальные рабочие параметры.

Давление верха колонн было принято равным 101,3 кПа [22], рассматривались теоретические тарелки с перепадом давления 0,1013 кПа на каждой. Расчеты выполнялись в проектно-поверочном режиме с закрепленным качеством продуктовых потоков. В процессе оптимизации определяли общее число тарелок в колоннах, положение тарелок подачи питания в экстрактивную колонну (ЭК) и в колонну регенерации ЭА (РК), положение тарелки подачи экстрактивного агента в ЭК, количество этого потока и его температуру. Критерием оптимизации являлась минимальная суммарная тепловая нагрузка на кипятильники Q_{sum} . В общем виде этот критерий может быть записан так:

$$Q_{sum} = \sum_{i=1}^N Q_{reb}^i,$$

где N – общее число ректификационных колонн, i – номер колонны в схеме, Q_{reb}^i – нагрузка на кипятильник i -той колонны.

Для оптимизации использовали встроенные инструменты программного комплек-

са «Aspen Plus®», такие как «NQ Curve», «Sensitivity Analysis» и «SQP Optimization» (SQP). Алгоритм моделирования и оптимизации представлен на *рис. 3а*.

На первом этапе при помощи инструмента «NQ Curve», автоматически реализующего метод Джиллиленда, при закрепленном потоке разделяющего агента (S), равном 3000 кг/ч, было определено общее число теоретических тарелок – 52 и 38 в колоннах ЭК и РК, соответственно (нумерация тарелок от верха колонны).

Далее была исследована зависимость тепловых нагрузок на кипятильник и флегмового числа первой колонны от температуры разделяющего агента. Данные приведены в *таблице 2*.

Видно, что нагрузка на кипятильник колонны практически не зависит от температуры потока ЭА. Согласно алгоритму, приведенному выше, оптимизация может проводиться для ряда температур подачи разделяющего агента (T_s). В общем случае стараются не допускать образования большого количества пара в верхней части колонны и, соответственно, больших флегмовых чисел. Однако, в случае применения теплового насоса, большой паровой поток будет благоприятен для его работы. Исходя из этого, а также с целью уменьшения размерности задачи, было принято значение T_s , равное 145 °С. Кроме того, такая температура позволяет не усложнять систему организацией дополнительного теплообмена на линии возврата ЭА в колонну ЭК.

Затем были установлены пределы варьиро-

вания количества потока разделяющего агента следующим образом: для ряда положений тарелок подачи питания N_F и агента N_S определено минимальное необходимое количество разделяющего агента, а также значение S , при котором $Q_{reb}^{ЭК}$ достигает минимума. Результаты представлены в **таблице 3**.

Видно, что минимальное значение расхода ЭА меняется: чем больше протяженность экстрактивной секции, тем при более низком расходе ЭА обеспечивается получение продуктов заданного состава, при этом значения минимального и оптимального расхода ЭА совпадают. Далее в пределах варьирования расхода ЭА от 5310 до 5450 кг/ч было установлено отсутствие его влияния на оптимальное положение тарелки питания в РК.

Оптимальное положение тарелок подачи агента и питания и количество разделяющего агента для схемы в целом оценивали путем минимизации суммарных энергозатрат в кипятильниках $Q_{sum} = Q_{reb}^{ЭК} + Q_{reb}^{РК}$. Так как для колонн ЭК значения оптимального и минимального расхода ЭА совпадают, то очевидно, что оптимальный расход для схемы в целом при закреплённых N_S/N_F будет совпадать с минимальным расходом ЭА, найденным для колонны ЭК. Результаты приведены в **таблице 4**.

Итоговые рабочие параметры традиционной схемы экстрактивной ректификации представлены в **таблице 5**. Оптимальное количество подаваемого ЭА составляет 5320 кг/ч, его температура 145 °С.

Авторы [24] предложили метод для предварительной оценки целесообразности применения тепловых насосов в ректификации на основе коэффициента эффективности C_{ef} :

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

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

По данным авторов [24], при значении $C_{ef} > 10$ применение тепловых насосов (ТН) экономически целесообразно в большинстве случаев, при $10 > C_{ef} > 5$ их можно использо-

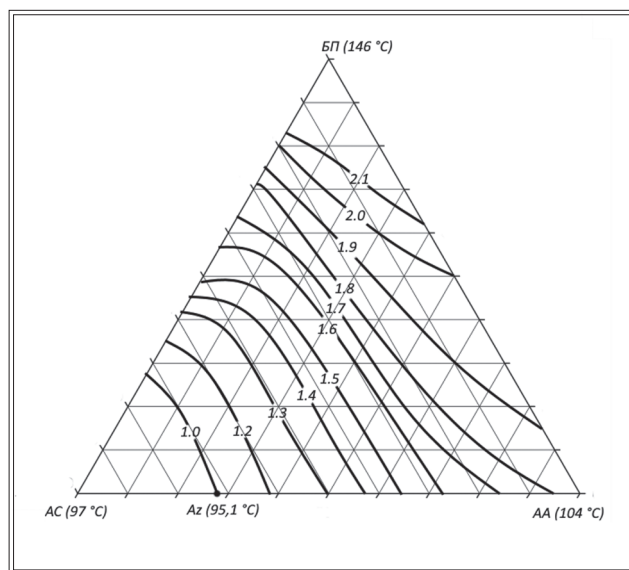


Рис. 1

Диаграмма линий относительной летучести α_{12} для пары аллиловый спирт (АС) – аллилацетат (АА) в присутствии разделяющего агента – *n*-бутилпропионата (БП)

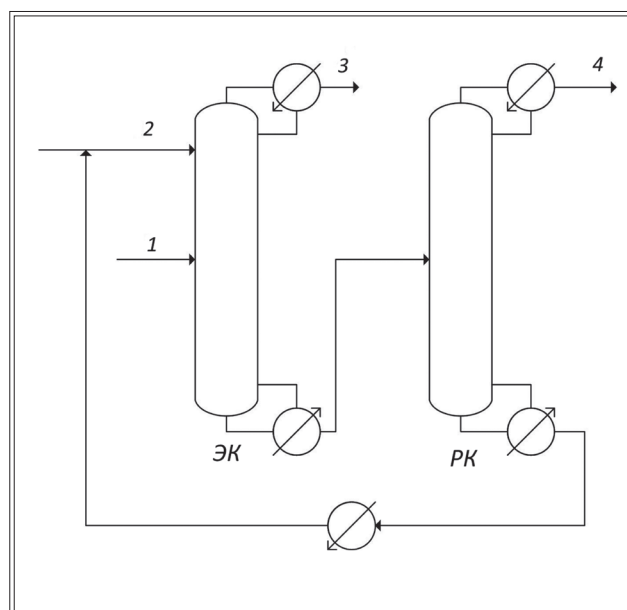


Рис. 2

Традиционная схема экстрактивной ректификации смеси АС – АА с разделяющим агентом БП

Здесь и далее на схемах:

- ЭК – колонна экстрактивной ректификации;
- РК – колонна регенерации разделяющего агента;
- 1 – исходная смесь АС и АА;
- 2 – разделяющий агент БП;
- 3 – АС; 4 – АА

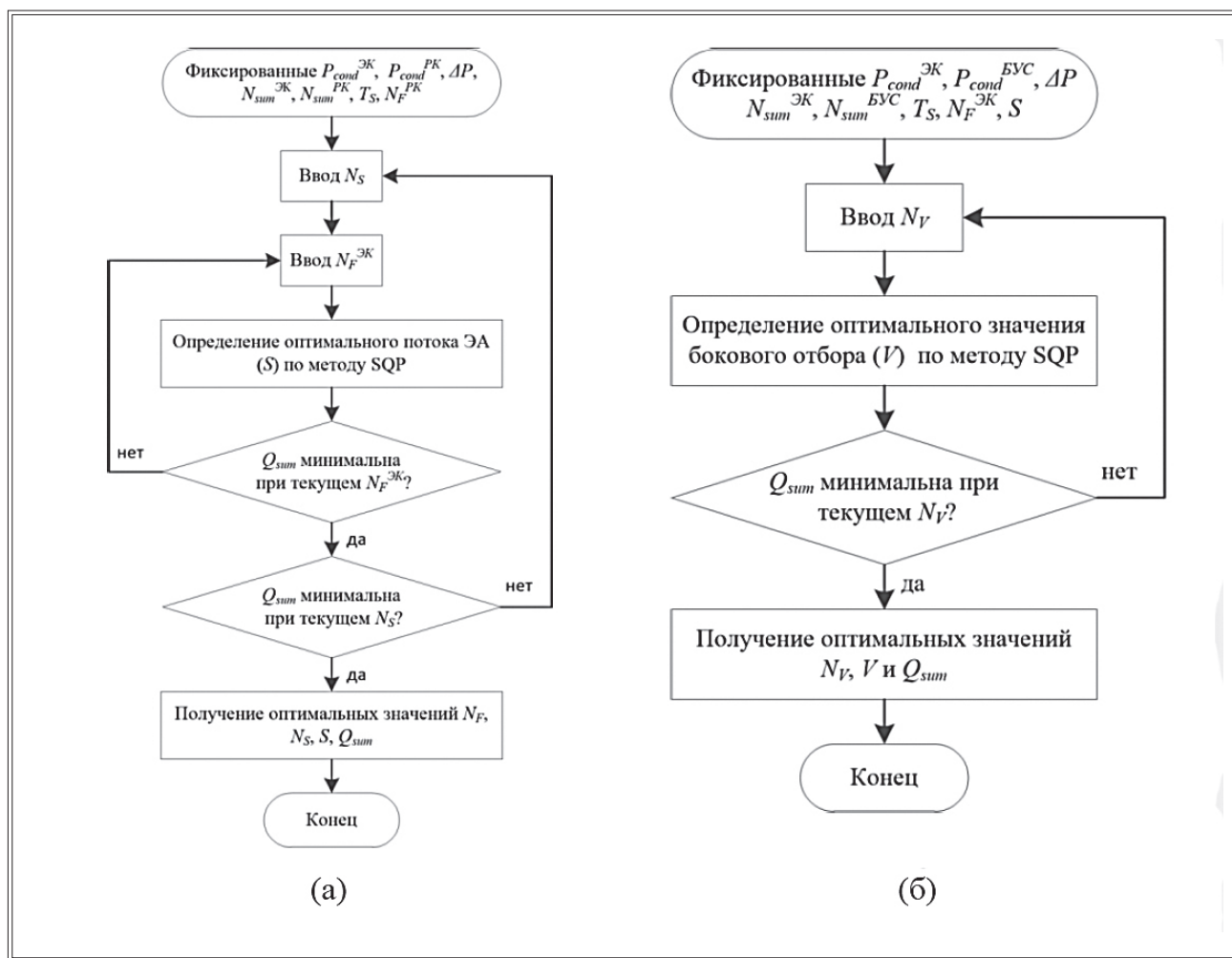


Рис. 3

Алгоритмы моделирования и оптимизации:

(а) традиционной схемы экстрактивной ректификации; (б) – комплекса с ЧСТМП
 S – расход ЭА, кг/ч; T_S – температура ЭА, °C; N_{sum} – общее число тарелок; N_F – тарелка подачи питания; N_S – тарелка подачи ЭА; N_V – тарелка бокового отбора; Q – тепловая нагрузка на кипятильник, кВт; V – боковой отбор, кг/ч

Таблица 2

Зависимость параметров ЭК от температуры подачи ЭА

Температура разделяющего агента, °C	N_S/N_F	Тепловая нагрузка на кипятильник, кВт	Флегмовое число (R)
145	13/39	598	6,3
120	13/39	602	6,1
100	13/39	605	5,9

вать только при некоторых условиях, а при значении $C_{ef} < 5$ применение тепловых насосов не рекомендуется. Исходя из данных **таблицы 7**, для экстрактивной колонны $C_{ef} = 9,69$, а для колонны регенерации – 9,73. Такие значения C_{ef} предполагают возможность получения эффекта от использования тепловых насосов на обеих колоннах. Отметим, что критерий был выработан для разделения зеотропных смесей и его применимость для процесса экстрактивной ректификации до настоящего времени не подтверждена. Также литературные данные свидетельствуют, что максимальная эффективность теплового насоса достигается при минимальной возможной разнице температур в теплообменнике. На основании этого для определе-

ния давления на выходе из компрессора была задана разница температур $\Delta T = 25$ °С. При этом компрессор обеспечивает расчетное давление по дистилляту экстрактивной колонны $P_{comp}^{ЭК} = 450,0$ кПа, а по дистилляту колонны регенерации $P_{comp}^{РК} = 506,3$ кПа.

На основе традиционной схемы экстрактивной ректификации и предположений об эффективности тепловых насосов было проведено моделирование трех вариантов схем, включающих ТН открытого типа (**рис. 4**). Во всех случаях введенный в схему тепловой насос полностью использует паровой поток, выходящий сверху колонны, на которой он установлен. После сжатия в компрессоре с потребляемой мощностью W_{comp}

Таблица 3

Минимальный и оптимальный (для ЭК) расход разделяющего агента в зависимости от положения N_S/N_F

N_S/N_F	S_{min} , кг/ч	S_{opt} , кг/ч	Q_{reb} при S_{min} , кВт	Q_{reb} при S_{opt} , кВт
11/37	5370	5370	604	604
11/38	5320	5320	603	603
11/39	5310	5310	605	605
12/37	5380	5380	599	599
12/38	5320	5320	598	598
12/39	5310	5310	600	600
13/37	5450	5450	599	599
13/38	5400	5400	598	598
13/39	5380	5380	600	600

Таблица 4

Определение оптимальных параметров оборудования для схемы в целом

N_S/N_F	S , кг/ч	$Q_{reb}^{ЭК}$, кВт	$Q_{reb}^{РК}$, кВт	Q_{sum} , кВт
11/37	5370	604	282	886
11/38	5320	603	280	883
11/39	5310	605	280	885
12/37	5380	599	283	882
12/38	5320	598	280	878
12/39	5310	600	280	880
13/37	5450	599	286	885
13/38	5400	598	284	882
13/39	5380	601	283	884

Таблица 5

**Оптимальные рабочие параметры оборудования традиционной схемы
экстрактивной ректификации**

Параметры	Колонны	
	ЭК	РК
N_{sum}	52	17
N_F	38	38
N_S	12	
Q_{reb} , кВт	598	280
Q_{cond} , кВт	–609	–265
R	4,1	6,6
T_{cond} , °C	96,9	103,1
T_{reb} , °C	139,5	146,2
P_{cond} , кПа	101,3	101,3
P_{reb} , кПа	106,4	105,0

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 парожидкостной поток направляется в дроссель, где давление сбрасывается до 101,3 кПа. Для полной конденсации используется вспомогательный конденсатор, после которого поток разделяется на продуктовый и флегмовый.

Так как в рассматриваемых схемах замена стандартного теплообменного оборудования ректификационных колонн на обвязку, включающую тепловой насос, не вносит значительных изменений в тепло-массообменные процессы внутри аппаратов, повторная оптимизация их конструктивных параметров не требуется. Следует отметить, что во всех трех вариантах организации процесса у колонн с ТН применяются вспомогательные кубовые кипятильники, нагрузка на которые обозначена Q_{reb} , а также вспомогательные конденсаторы, нагрузка на которые обозначена Q_{cond} . Это связано с тем, что в рассматриваемых схемах не удалось полностью отказаться от дополнительного подвода и отвода тепла, хотя соответствующие тепловые нагрузки, а следовательно, расходы греющего пара и охлаждающей воды, как будет показано далее, значительно снижаются по сравнению с традиционной схемой. Также следует от-

метить, что при принятом изначально $P_{comp}^{ЭК}$ эффективность теплового насоса оказалась крайне низкой (нагрузка на вспомогательный теплообменник колонны ЭК практически не отличалась от нагрузки на теплообменник колонны ЭК в традиционной схеме), однако при повышении $P_{comp}^{ЭК}$ до 506 кПа удалось достичь значительного снижения нагрузки на вспомогательный кипятильник.

Характеристики оборудования трех вариантов схем с тепловыми насосами приведены в **таблице 6**.

В технологические схемы с тепловыми насосами (**рис. 4**) по сравнению с традиционной схемой внесены существенные изменения за счет применения «горячих» компрессоров. Для обогрева кипятильников используется как греющий пар, так и тепло, полученное при компримировании дистиллятных паровых потоков; для обеспечения работы компрессоров используется электроэнергия.

Для сравнения энергетических затрат в схемах, включающих разнородное оборудование, используют ряд методов, таких как расчет расхода условного топлива или экономическая оценка эксплуатационных затрат. Однако в случае применения тепловых насосов в процессах ректификации авторы [25] предложили простую формулу для оценки энергетической эффективности через приведенные энергетические затраты:

$$Q_{cons} = Q_{sum} + 3W_{comp},$$

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

Формула основана на том, что на выработку одного киловатта электроэнергии требуется затратить три киловатта тепловой энергии.

Сравнение энергетических затрат традиционной схемы и схем с ТН открытого типа представлено в *таблице 7*.

Как можно видеть, использование тепловых насосов открытого типа в экстрактивной ректификации рассматриваемой смеси позволяет снизить энергетические затраты на 27 % при использовании одного ТН на ЭК и на 34 % при использовании двух ТН на обеих колоннах схемы.

Авторами [26] было предложено эмпирическое правило, согласно которому применение комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками (ЧСТМП) имеет смысл при значительном флегмовом числе во второй колонне схемы. В рассматриваемом случае значение $R^{PK} = 6,6$, что предполагает достижение значительного энергетического эффекта от применения комплекса с ЧСТМП. При этом использование таких комплексов не исключает возможности оснащения схемы тепловым насосом. На основе традиционной схемы экстрактивной ректификации было проведено моделирование схемы с ЧСТМП (схема IV, *рис. 5а*). Затем на её основе была предложена схема с тепловым насосом открытого типа (схема V, *рис. 5б*) и определены оптимальные параметры ее работы.

Моделирование и оптимизацию комплекса с ЧСТМП проводили по представленному на *рис. 3б* алгоритму, аналогичному описанному в [23].

На первом этапе традиционная схема была преобразована в схему, состоящую из одной сложной колонны с боковой укрепляющей секцией (БУС, *рис. 5б*) [5, 19]. На втором этапе производили оптимизацию величины бокового отбора и его положения. Отметим, что по данным ряда исследований, оптимальные значения других переменных, таких как тарелка подачи питания, тарелка подачи ЭА и поток ЭА в схемах с ЧСТМП не отличаются или отличаются

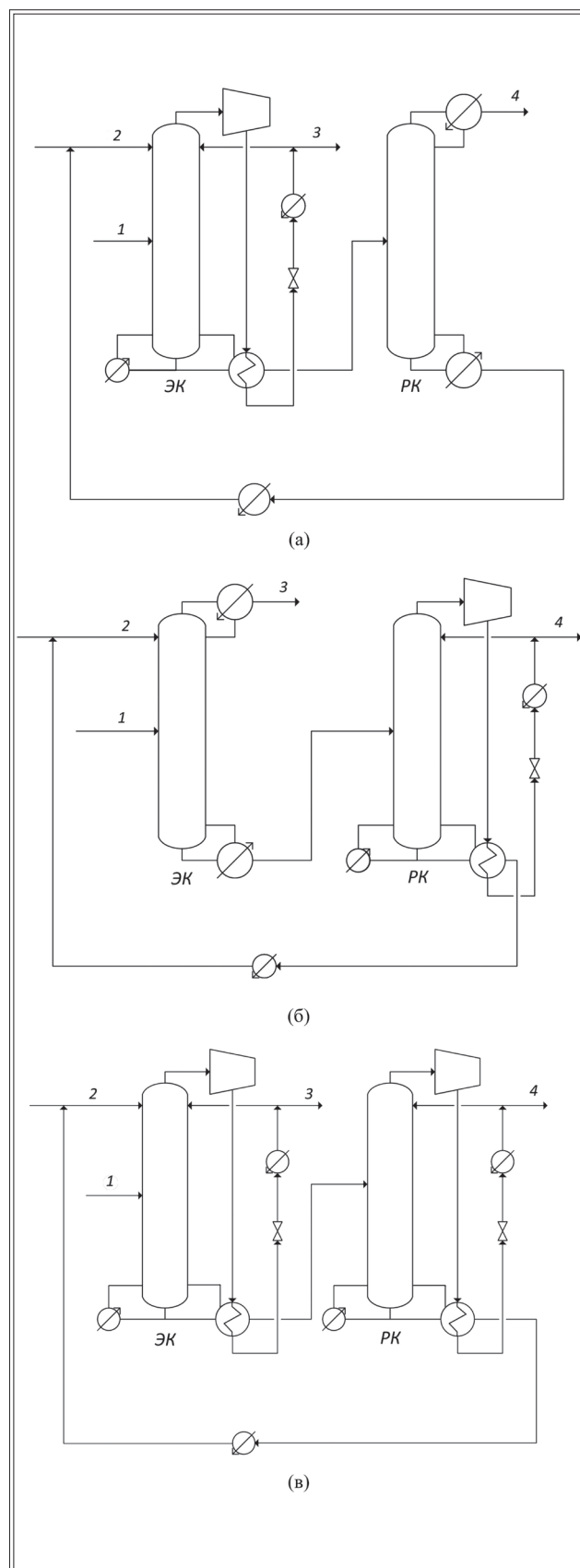


Рис. 4

Схемы, включающие тепловые насосы открытого типа:

(а) – тепловой насос на ЭК;

(б) – тепловой насос на РК;

(в) – схема с двумя тепловыми насосами

ся незначительно от соответствующих параметров традиционной схемы [5, 19], поэтому оптимизация комплексов с ЧСТМП для снижения размерности задачи по этим параметрам может не проводиться. При оптимизации для ряда тарелок бокового отбора при помощи инструмента «SQP Optimization» определяли его величину, соответствующую минимальной нагрузке на кипятильник Q_{reb} . Полученные на этом этапе зависимости приведены на графике **рис. 6**.

Результаты моделирования и оптимизации представлены в **таблице 8**.

На основе этих параметров было проведено моделирование схемы с ТН открытого типа. В качестве рабочего тела для теплового насоса был выбран поток АА, так как нагрузка на конденсатор основной секции выше и флегмовое число больше, чем у конденсатора БУС. Давление теплового насоса, необходимое для обеспечения разницы температур $\Delta T = 25^\circ \text{C}$ в теплообменнике, составляет

506,6 кПа. Результаты моделирования схемы представлены в **таблице 9**.

Для схем с ЧСТМП также было проведено сравнение энергетических затрат Q_{cons} . Результаты приведены в **таблице 10**.

Как можно видеть, использование комплекса с ЧСТМП позволяет снизить общие энергозатраты более чем на 20 %. Стоит отметить, что в такой системе не происходит изменение вида подводимой энергии. Схема с одновременным применением комплекса с ЧСТМП и теплового насоса является наиболее эффективной при использовании БП как экстрактивного агента, обеспечивая снижение энергозатрат на 50 %.

Заключение

Показано, что применение тепловых насосов в схеме экстрактивной ректификации смеси аллиловый спирт – аллилацетат с *n*-бутилпропионатом в качестве экстрактив-

Таблица 6

Характеристики оборудования схем с тепловыми насосами открытого типа

Характеристики оборудования	Схема I (рис. 4а), колонны		Схема II (рис. 4б), колонны		Схема III (рис. 4в), колонны	
	ЭК	РК	ЭК	РК	ЭК	РК
Кипятильники и конденсаторы						
Q_{reb} , кВт	35,3	280	598	69,1	35,3	69,1
Q_{HE} , кВт	556	–	–	207	556	207
Q_{cond} , кВт	–152	–265	–609,1	–103,7	–152	–104
Компрессоры						
W_{comp} , кВт	107	–	–	51,6	107	51,6
P_{comp} , кПа	506,0	–	–	506,0	506,0	506,0

Таблица 7

Энергетические затраты традиционной схемы и схем с тепловыми насосами открытого типа

Параметр	Традиционная схема (рис. 2)	Схема I (рис. 4а)	Схема II (рис. 4б)	Схема III (рис. 4в)
Q_{sum} , кВт	878	316	667	104
W_{comp} , кВт	0	107	51,6	159
Q_{cons} , кВт	878	638	822	581
Снижение Q_{cons} , %	0	27	6,4	34

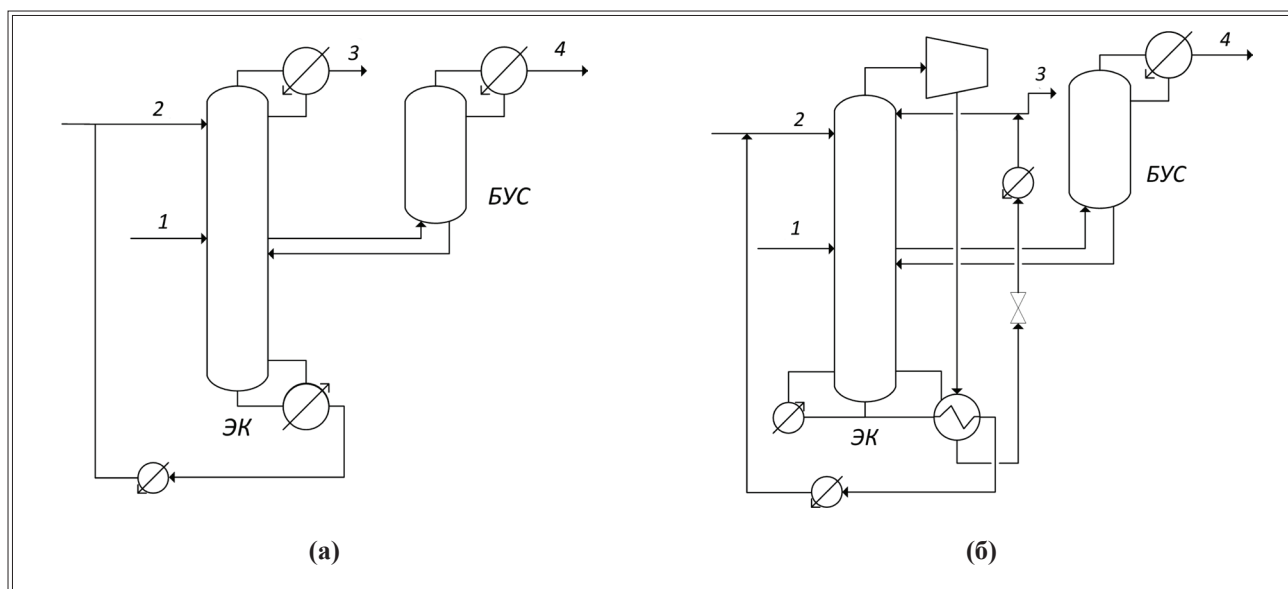


Рис. 5

Комплекс с ЧСТМП (а), а также комплекс с ЧСТМП и тепловым насосом (б):

ЭК – колонна экстрактивной ректификации; БУС – боковая укрепляющая секция;

1 – исходная смесь АС и АА; 2 – разделяющий агент БП; 3 – АС; 4 – АА

ного 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 – она обеспечивает снижение затрат на энергоносители на 33 % по сравнению с традиционной схемой экстрактивной ректификации. Применение комплекса

с ЧСТМП без теплового насоса позволяет снизить энергетические затраты на 23 %, однако, в отличие от схем с тепловыми насосами, в ней не происходит изменения вида энергоносителя. Схема с одновременным применением комплекса с ЧСТМП и теплового насоса открытого типа позволяет снизить энергетические затраты на 50 %.

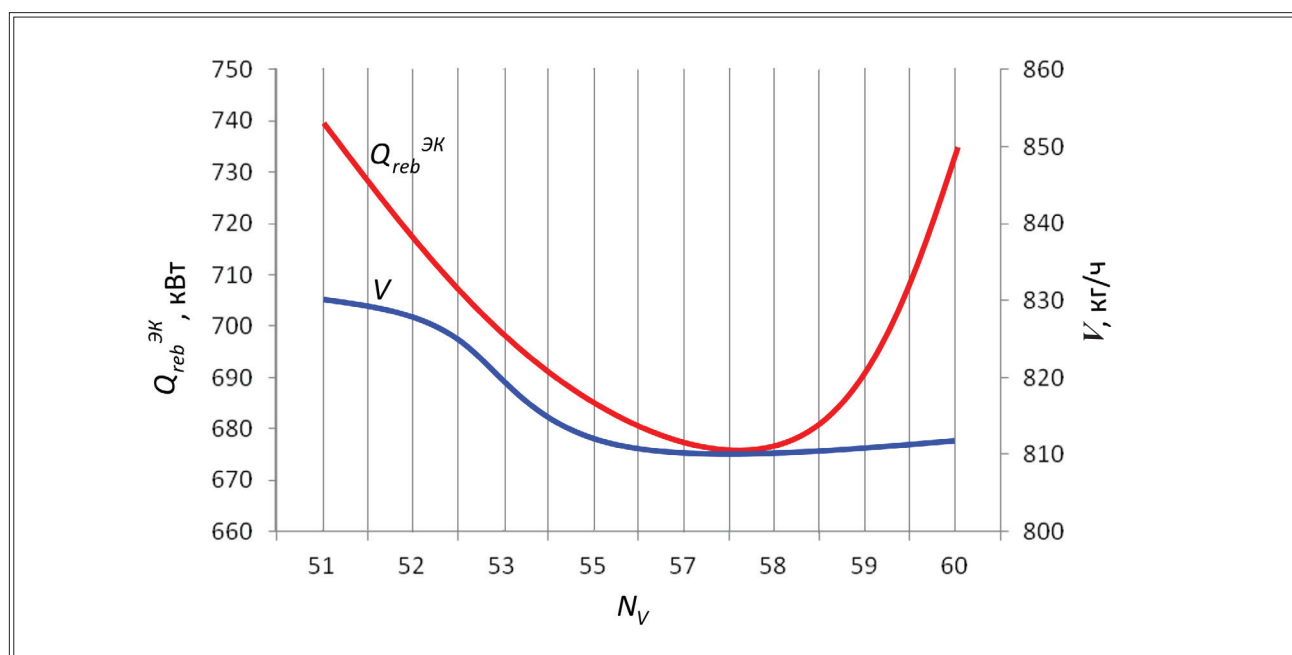


Рис. 6

Зависимость количества бокового отбора (V) и нагрузки на кипятильник ($Q_{reb}^{ЭК}$) от положения тарелки бокового отбора (N_v)

Таблица 8

Характеристика комплекса с ЧСТМП

Параметры	ЭК	БУС
N_{sum}	73	17
N_F	38	–
N_V	58	–
N_S	12	–
V , кг/ч	810	–
Q_{reb} , кВт	676	–
Q_{cond} , кВт	–591	–76,3
R	3,9	1,2
T_{cond} , °C	96,9	104,4
T_{reb} , °C	147,4	–
P_{cond} , кПа	101,3	105,0
P_{reb} , кПа	108,6	–

Таблица 9

Энергозатраты комплекса с ЧСТМП и тепловым насосом

Энергозатраты	ЭК	БУС
Q_{reb} , кВт	127,6	–
Q_{HE} , кВт	541,7	–
Q_{cond} , кВт	–143	–77,2
Оборудование		
W_{comp} , кВт	105	–
P_{comp} , кПа	506,6	–

Таблица 10

Энергетические затраты традиционной схемы и схем с ЧСТМП

Энергозатраты	Традиционная схема (рис. 2)	Схема IV (рис. 5а)	Схема V (рис. 5б)
Q_{sum} , кВт	878	676	128
W_{comp} , кВт	0	0	105
Q_{cons} , кВт	878	676	441
Снижение Q_{cons} , %	0	23	50

Таким образом, наибольшее снижение энергетических затрат среди рассмотренных схем было достигнуто в схеме с одновременным применением ЧСТМП и теплового насоса. ■

Сокращения

АА – аллилацетат;
АС – аллиловый спирт;
БП – *n*-бутилпропионат;
БУС – боковая укрепляющая секция;
ПЖР – парожидкостное равновесие;
РК – колонна регенерации экстрактивного агента;
ТН – тепловой насос;
ЧСТМП – частично связанные тепловые и материальные потоки;
ЭА – экстрактивный агент;
ЭК – колонна экстрактивной ректификации;
ЭР – экстрактивная ректификация;

Обозначения в формулах

A – термодинамическая работа, кВт;
 a, b, c – параметры уравнения NRTL;
 C – коэффициент; N – номер тарелки;

P – абсолютное давление, кПа;
 Q – тепловая нагрузка, кВт;
 R – флегмовое число;
 S – расход разделяющего агента, кг/ч;
 T – температура, °С;
 V – поток бокового отбора, кг/ч;
 W – потребляемая мощность, кВт;

Индексы

comp – компрессор;
cond – конденсатор; *cons* – приведенное значение;
 i, j – номера компонентов; F – питание;
HE – теплообменник; *min* – минимальное значение;
opt – оптимальное значение; *reb* – кипятильник;
 S – экстрактивный агент; *sum* – суммарный;
 V – боковой отбор.

Работа выполнена при финансовой поддержке Минобрнауки России в рамках Государственного задания РТУ МИРЭА, тема № 0706-2020-0020

Библиография

- King C.J. Separation processes. Courier Corporation, 2013.
- Kiss A.A., Olujić T. A review on process intensification in internally heat-integrated distillation columns // Chemical Engineering and Processing: Process Intensification. 2014. V. 86. P. 125-144. DOI: 10.1016/j.cep.2014.10.017
- Jing Fang, Xiaomin Cheng, Zhongyang Li, Hao Li, Chunli L. A review of internally heat integrated distillation column // Chinese Journal of Chemical Engineering. 2019. V. 27. N 6. P.1272-1281. DOI: 10.1016/j.cjche.2018.08.021
- Wakabayashi T., Yoshitani K., Takahashi H., Hasebe S. Verification of energy conservation for discretely heat integrated distillation column through commercial operation // Chemical Engineering Research Design. 2019. V. 142. P. 1-12. DOI: 10.1016/j.cherd.2018.11.031
- 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. 2011. Т. 6. N 4. С. 28-39.
- 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 // Chemical Engineering Research Design. 2015. V. 104. P. 139-155. DOI: 10.1016/j.cherd.2015.07.007
- Errico M., Ron B.G. Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation // Separation and Purification Technology. 2012. V. 96. P. 58-67. DOI: 10.1016/j.seppur.2012.05.022.
- Null H.R. Heat pumps in distillation // Chemical Engineering Progress. 1976. V. 72. N 7. P. 58-64. DOI: 10.1016/0255-2701(91)85019-K.
- Kiss A.A., Ferreira C.A. Heat Pumps in Chemical Process Industry. CRC Press, 2016.
- Kiss A.A. Advanced Distillation Technologies: Design, Control and Applications. Wiley-Blackwell, 2013.
- Jana A.K. Heat integrated distillation operation // Applied Energy. 2010. V. 87. N 5. P. 1477-1494. DOI: 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.
- Павлов С.Ю. Выделение и очистка мономеров для синтетического каучука. Л.: Химия, 1987. 232 с.
- Meirelles A., Weiss S., H Herfurth. Ethanol dehydration by extractive distillation // Journal of Chemical Technology & Biotechnology. 1992. V. 53. P. 181-188. DOI: 10.1002/jctb.280530213.
- Saiful A., Chien I-L. Design and control of an isopropyl alcohol dehydration process via extractive distillation using dimethyl sulfoxide as an entrainer // Industrial & Engineering Chemistry Research. 2008. V. 47. N 3. P. 790-803. DOI: 10.1021/ie070996n.

16. Luyben W.L. Comparison of pressure-swing distillation and extractive distillation methods for methanol-recovery systems in the TAME reactive-distillation process // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2005. V. 44. N 15. P. 5715–5725. DOI: 10.1021/ie058006q.
17. Luyben W.L. Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone-methanol separation // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2008. V. 47. N 8. P. 2696–2707. DOI: 10.1021/ie701695u.
18. Wang S.J., Huang H.P., Yu C.C. Plantwide design of transesterification reactive distillation to co-generate ethyl acetate and *n*-butanol // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2010. V. 49. N 2. P. 750–760. DOI: 10.1021/ie901413c.
19. Анохина Е.А. Энергосбережение в процессах экстрактивной ректификации // *Вестник МИТХТ им. М.В. Ломоносова*. 2013. Т. 8. N 5. С. 3–19.
20. 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 // *Applied Energy*. 2016. V. 166. P. 128–140. DOI: 10.1016/j.apenergy.2016.01.028.
21. Тимошенко А.В., Анохина Е.А. Моделирование и оптимизация как инструмент разработки высокоэффективных технологических схем ректификации // *Российский технологический журнал*. 2017. Т. 5 N 3. С. 138–150. DOI: 10.32362/2500-316X-2017-5-3-138-150.
22. Анохина Е.А., Кардона К., Писаренко Ю.А. и др. Основные этапы разработки совмещенных процессов на примере НСРПП получения аллилового спирта бутанолизом аллилацетата // *Химическая промышленность*. 1996. N 11. С. 689–693.
23. Anokhina E.A., Timoshenko A.V., Akishin A.Y., Remizova A.V. Benzene purification from thiophene using dimethylformamide as an entrainer in thermally coupled extractive distillation columns // *Chemical Engineering Research and Design*. 2019. 146. P. 391–403. DOI: 10.1016/j.cherd.2019.04.003.
24. Plesu V., Bonet-Ruiz A. E., Bonet J., Llorens J. Simple equation for suitability of heat pump use in distillation. In: Klemes J.J., Varbanov S.V., Liew P.Y., editors. 24th European symposium on computer aided process engineering. Amsterdam: Elsevier, 2014. P. 1327–32. DOI: 10.1016/B978-0-444-63455-9.50056-8.
25. Aurangzeb Mb., Jana A.K. Vapor recompression with interboiler in a ternary dividing wall column: Improving energy efficiency and savings, and economic performance // *Applied Thermal Engineering*. 2018. V. 147. P. 1009–1023. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2018.11.008.
26. Рудаков Д.Г., Анохина Е.А., Тимошенко А.В. Энергоэффективность комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками в экстрактивной ректификации // *Химическая технология*. 2013. Т. 14. N 3. С. 163–171.

References

1. King C.J. Separation processes. Courier Corporation, 2013.
2. Kiss A.A., Olujic T. A review on process intensification in internally heat-integrated distillation columns // *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. 2014. V. 86. P. 125–144. DOI: 10.1016/j.cep.2014.10.017.
3. Jing Fang, Xiaomin Cheng, Zhongyang Li, Hao Li, Chunli L. A review of internally heat integrated distillation column // *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2019. V. 27. N 6. P. 1272–1281. DOI: 10.1016/j.cjche.2018.08.021.
4. Wakabayashi T., Yoshitani K., Takahashi H., Hasebe S. Verification of energy conservation for discretely heat integrated distillation column through commercial operation // *Chemical Engineering Research Design*. 2019. V. 142. P. 1–12. DOI: 10.1016/j.cherd.2018.11.031.
5. Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Rudakov D.G., Timofeev V.S., Tacievskaya G.I., Matusenkova Y.V. Energy saving in distillation with using complexes with coupled streams. // *Vestnik MITHT (Fine Chemical Technologies)*. 2011. V. 6. N 4. P. 28–39. (in Russ.)
6. 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 // *Chemical Engineering Research Design*. 2015. V. 104. P. 139–155. DOI: 10.1016/j.cherd.2015.07.007.
7. Errico M., Ron B.G. Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation // *Separation and Purification Technology*. 2012. V. 96. P. 58–67. DOI: 10.1016/j.seppur.2012.05.022.
8. Null H.R. Heat pumps in distillation. // *Chemical Engineering Progress*. 1976. V. 72. N 7. P. 58–64. DOI: 10.1016/0255-2701(91)85019-K.
9. Kiss A.A., Ferreira C.A. Heat Pumps in Chemical Process Industry. CRC Press, 2016.
10. Kiss A.A. Advanced Distillation Technologies: Design, Control and Applications. Wiley-Blackwell, 2013.
11. Jana A.K. Heat integrated distillation operation // *Applied Energy*. 2010. V. 87. N 5. P. 1477–1494. DOI: 10.1016/j.apenergy.2009.10.014.
12. Gayle A.A., Somov V.E. Processes of separation and purification of refined petroleum and gas products. St. Petersburg: Khimizdat Publ, 2012. (in Russ.).
13. Pavlov S.Y. Separation and purification monomers for synthetic rubber. Leningrad: Khimia Publ., 1987. (in Russ.).
14. Meirelles A., Weiss S., H Herfurth. Ethanol dehydration by extractive distillation // *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*. 1992. V. 53. P. 181–188. DOI: 10.1002/jctb.280530213.
15. Saiful A., Chien I-L. Design and control of an isopropyl alcohol dehydration process via extractive distillation using dimethyl sulfoxide as an entrainer // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2008. V. 47. N 3. P. 790–803. DOI: 10.1021/ie070996n.

16. Luyben W.L. Comparison of pressure-swing distillation and extractive distillation methods for methanol-recovery systems in the TAME reactive-distillation process // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2005. V. 44. N 15. P. 5715–5725. DOI: 10.1021/ie058006q.
17. Luyben W.L. Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone-methanol separation // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2008. V. 47. N 8. P. 2696–2707. DOI: 10.1021/ie701695u.
18. Wang S.J., Huang H.P., Yu C.C. Plantwide design of transesterification reactive distillation to co-generate ethyl acetate and *n*-butanol // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2010. V. 49. N 2. P. 750–760. DOI: 10.1021/ie901413c.
19. Anokhina E.A. Energy saving in extractive distillation processes. *Vestnik MITHT (Fine Chemical Technologies)*. 2013. V. 8. N 5. P. 3–19 (in Russ.).
20. 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 // *Applied Energy*. 2016. V. 166. P. 128–140. DOI: 10.1016/j.apenergy.2016.01.028.
21. Timoshenko A.V., Anokhina E.A. Simulation and optimization as a tool for the development of high effective technological schemes of distillation. *Rossiyskiy Tekhnologicheskyy Zhurnal (Russian Technological Journal)*. 2017. V. 5. N 3. P. 138–150 (in Russ.). DOI: 10.32362/2500-316X-2017-5-3-138-150.
22. Anokhina E.A., Kardona K., Pisarenko Y.A., Saksonova O.I., Ponomarev V.N. The main stages of the development of combined processes on the example of NSRPP for the production of allyl alcohol by butanolysis of allyl acetate // *Khimicheskaya promislennost (Chemical Industry)*. 1996. V. 11. P. 689–693 (in Russ.).
23. Anokhina E.A., Timoshenko A.V., Akishin A.Y., Remizova A.V. Benzene purification from thiophene using dimethylformamide as an entrainer in thermally coupled extractive distillation columns // *Chemical Engineering Research and Design*. 2019. 146. P. 391–403. DOI: 10.1016/j.cherd.2019.04.003.
24. Plesu V., Bonet-Ruiz A. E., Bonet J., Llorens J. Simple equation for suitability of heat pump use in distillation. In: Klemes J.J., Varbanov S.V., Liew P.Y., editors. *24th European symposium on computer aided process engineering*. Amsterdam: Elsevier, 2014. P. 1327–32. DOI: 10.1016/B978-0-444-63455-9.50056-8.
25. Aurangzeb Mb., Jana A.K. Vapor recompression with interboiler in a ternary dividing wall column: Improving energy efficiency and savings, and economic performance // *Applied Thermal Engineering*. 2018. V. 147. P. 1009–1023. DOI: 10.1016/j.applthermaleng.2018.11.008.
26. Rudakov D.G., Anokhin E.A., Timoshenko A.V. Energy efficiency of complexes with partially coupled heat and material flows in extractive distillation // *Khimicheskaya Tekhnologiya (Chemical technology)*. 2013. 14(3). p. 163–171 (in Russ.).

Статья поступила в редакцию 22.09.2020, одобрена после рецензирования 16.11.2020, принята к публикации 15.12.2020.

Сведения об авторах:

Клаузнер Павел Сергеевич,

ассистент кафедры Химии и технологии основного органического синтеза,
Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова федерального бюджетного
образовательного учреждения высшего образования «МИРЭА – Российский технологический университет»
(ПТУ МИРЭА),
119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86,
e-mail: klauzner@mirea.ru, тел.: +7 (909) 989-01-04

Рудаков Данила Григорьевич,

кандидат технических наук, доцент кафедры Химии и технологии основного органического синтеза,
Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова федерального бюджетного
образовательного учреждения высшего образования «МИРЭА – Российский технологический университет»
(ПТУ МИРЭА),
119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86,
e-mail: rudakov@mitht.ru; тел.: +7 (495) 246-05-55, доб. 917

Анохина Елена Анатольевна,

кандидат технических наук, доцент кафедры Химии и технологии основного органического синтеза,
Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова федерального бюджетного
образовательного учреждения высшего образования «МИРЭА – Российский технологический университет»
(ПТУ МИРЭА),
119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86,
e-mail: anokhina.ea@mail.ru; тел.: +7 (495) 246-05-55, доб. 895

Тимошенко Андрей Всеволодович,

проректор РТУ МИРЭА,

доктор технических наук, профессор кафедры Химии и технологии основного органического синтеза, Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова федерального бюджетного образовательного учреждения высшего образования «МИРЭА – Российский технологический университет» (РТУ МИРЭА),

119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86,

e-mail: timoshenko@mitht.ru; тел.: +7 (499) 215-65-65, доб. 5206

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов

About the authors:

Pavel S. Klauzner,

Assist. Prof. at the Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis,

M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, Federal State Budgetary Educational Institution of Higher Education «MIREA – Russian Technological University»,

119571, Russia, Moscow, Vernadskogo av., 86,

e-mail: klauzner@mirea.ru, tel.: +7 (909) 989-01-04

Danila G. Rudakov,

Ph. D. (Tech.), Assoc. Prof. at the Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis,

M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, Federal State Budgetary Educational Institution of Higher Education «MIREA – Russian Technological University»,

119571, Russia, Moscow, Vernadskogo av., 86,

e-mail: rudakov@mitht.ru; tel.: +7 (495) 246-05-55, add. 917

Elena A. Anokhina,

Ph. D. (Tech.), Assoc. Prof. at the Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis,

M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, Federal State Budgetary Educational Institution of Higher Education «MIREA – Russian Technological University»,

119571, Russia, Moscow, Vernadskogo av., 86,

e-mail: anokhina.ea@mail.ru; tel.: +7 (495) 246-05-55, add. 895

Andrey V. Timoshenko,

Pro-rector MIREA – Russian Technological University,

D. Sci. (Tech.), Prof., at the Department of Chemistry and Technology of Basic Organic Synthesis,

M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, Federal State Budgetary Educational Institution of Higher Education «MIREA – Russian Technological University»,

119571, Russia, Moscow, Vernadskogo av., 86,

e-mail: timoshenko@mitht.ru; tel.: +7 (499) 215-65-65, add. 5206

The authors declare no conflicts of interests

Для цитирования:

Клаузнер П.С., Рудаков Д.Г., Анохина Е.А., Тимошенко А.В. Применение комплекса с частично связанными тепловыми и материальными потоками и тепловых насосов в экстрактивной ректификации смеси аллиловый спирт – аллилацетат с *n*-бутилпропионатом // Химия и технология органических веществ. 2020. N 4 (16). С. 42–56.

For citation:

Klauzner P.S., Rudakov D.G., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Application of a complex with patricianly coupled thermal and energy flows and heat pumps in extractive distillation of allyl alcohol – allyl acetate mixture with *n*-butyl propionate // Chemistry and Technology of Organic Substances. 2020. N 4 (16). P. 42–56 (in Rus.).