

УДК 660:51.001.57+66

## ПРИМЕНЕНИЕ СХЕМ С ЧАСТИЧНО СВЯЗАННЫМИ ТЕПЛОВЫМИ И МАТЕРИАЛЬНЫМИ ПОТОКАМИ И ТЕПЛОВЫХ НАСОСОВ ДЛЯ СНИЖЕНИЯ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ ЗАТРАТ НА ЭКСТРАКТИВНУЮ РЕКТИФИКАЦИЮ СМЕСИ ИЗОБУТИЛОВЫЙ СПИРТ–ИЗОБУТИЛАЦЕТАТ С ДИМЕТИЛФОРМАМИДОМ

© 2020 г. П. С. Клаузнер<sup>а</sup>, \*, Д. Г. Рудаков<sup>а</sup>, Е. А. Анохина<sup>а</sup>, А. В. Тимошенко<sup>а</sup>

<sup>а</sup>МИРЭА – Российский технологический университет, Москва, Россия

\*e-mail: paulklausner@mail.ru

Поступила в редакцию 26.12.2019 г.

После доработки 30.12.2019 г.

Принята к публикации 13.01.2020 г.

Исследован процесс экстрактивной ректификации смеси изобутиловый спирт–изобутилацетат с диметилформамидом. В сравнении с традиционной схемой рассмотрены схемы с применением тепловых насосов открытого типа и комплексы с частично связанными тепловыми и материальными потоками – как без, так и с применением теплового насоса. Показано, что применение тепловых насосов в данном процессе позволяет значительно снизить энергетические и полные годовые затраты.

*Ключевые слова:* экстрактивная ректификация, тепловой насос, энергосбережение, теплоинтеграция

DOI: 10.31857/S0040357120030070

### 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] и внешняя теплоинтеграция [3], а также применение тепловых насосов [4, 5].

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 она применяется для выделения бензола из фракций пиролиза и риформинга [6], а также бутадиена и изопрена из продуктов пиролиза, и дегидрирования C<sub>4</sub>–C<sub>5</sub> фракций [7]. Несмотря на то, что ЭР в ряде случаев характеризуется существенно меньшим энергопотреблением, чем азеотропная ректификация [8, 9] и метод разделе-

ния, основанный на варьировании давления [10–12], снижение энергетических затрат на ее проведение является актуальной задачей вследствие многотоннажности технологий основного органического и нефтехимического синтеза, где она главным образом применяется [13].

Так же как и в обычной ректификации, при совершенствовании этого процесса используются вышеуказанные подходы. Существенным отличием является то, что если для обычной ректификации они, в части использования внешних тепловых насосов, уже широко распространены, и примером такой технологией является ректификация пропан-пропиленовой фракции, то для экстрактивной ректификации разработка только начинается [14].

В качестве объекта исследования выбраны технологические схемы экстрактивной ректификации азеотропной смеси изобутиловый спирт (ИБС)–изобутилацетат (ИБА) с диметилформамидом (ДМФА) в качестве экстрактивного агента (ЭА). Применение ДМФА для разделения этой смеси предложено авторами [15].

В качестве метода исследования используется математическое моделирование химико-технологических процессов, которое является мощным со-

**Таблица 1.** Параметры бинарного взаимодействия модели UNIQUAC

Источник	Лит.	БД	Лит.	Лит.
Компонент <i>i</i>	ИБС	ИБС	ИБС	ИБА
Компонент <i>j</i>	ИБА	ИБА	ДМФА	ДМФА
$a_{ij}$	0.26671	0	0	0
$a_{ji}$	0.22675	0	0	0
$b_{ij}$	-58.459	1.3501	-28.484	-277.43
$b_{ji}$	-182.11	-45.3251	78.462	141.51

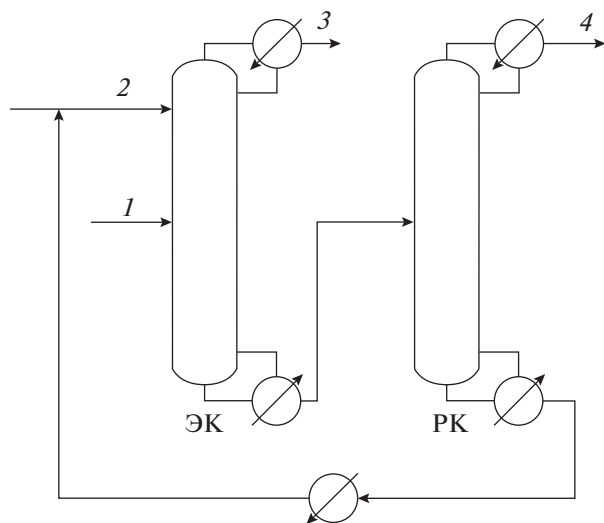
**Таблица 2.** Средние относительные ошибки описания ПЖР

Источ-ник	Компонент <i>i</i>	Компонент <i>j</i>	$\Delta Y^*$ , %	$\Delta T^*$ , %
Лит.	ИБС	ИБА	1.58	0.44
БД	ИБС	ИБС	1.37	0.36
Лит.	ИБС	ДМФА	1.94	0.19
Лит.	ИБА	ДМФА	3.27	0.29

временным методом разработки новых и совершенствования традиционных технологий [16].

### РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

Все расчеты проводили в программном комплексе Aspen Plus v.9. Для моделирования парожидкостного равновесия использовали модель



**Рис. 1.** Традиционная схема экстрактивной ректификации смеси ИБС–ИБА с разделяющим агентом ДМФА: ЭК – колонна экстрактивной ректификации; РК – колонна регенерации разделяющего агента; 1 – исходная смесь ИБС и ИБА; 2 – разделяющий агент ДМФА; 3 – ИБА; 4 – ИБС.

UNIQUAC, параметры которой приведены в табл. 1. Использовали доступные в базе данных (БД) Aspen Plus параметры бинарного взаимодействия для системы ИБС–ИБА и данные [11] для систем ИБС–ЭА и ИБА–ЭА, поскольку в базе данных программного комплекса параметры для них отсутствуют. Следует отметить, что для системы ИБС–ИБА параметры модели UNIQUAC из базы данных Aspen Plus обеспечивают более точное описание парожидкостного равновесия (ПЖР). Средние относительные ошибки для каждой бинарной пары при описании параметрами из разных источников приведены в табл. 2. Так как принцип работы тепловых насосов подразумевает сжатие паров, для учета неидеальности паровой фазы было применено уравнение состояния Редлиха–Квонга.

Для разделения рассматриваемой смеси можно использовать традиционную схему экстрактивной ректификации с тяжелокипящим ЭА и схемы, использующие 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 обеих колонн одновременно.

Для всех вариантов схем рассматривали разделение исходной смеси с концентрацией изобутилового спирта 41 мас. %, скоростью подачи – 1500 кг/ч, температурой 73°C, давлением – 26 кПа. Концентрацию ИБС и ИБА в продуктовых потоках поддерживали постоянной и равной 99.5 мас. %.

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

Давление вверху колонн было выбрано равным 20 кПа [15], рассматривались теоретические тарелки с перепадом давления на тарелке, равным 0.1013 кПа. Расчеты выполнялись в проектно-поверочном режиме с закрепленным качеством продуктовых потоков. В процессе оптимизации определяли общее число тарелок в обеих колоннах, тарелку подачи питания в экстрактивную колонну (ЭК) и колонну регенерации ЭА (РК), тарелку подачи экстрактивного агента в ЭК, количество потока ЭА и его температуру. Критерием оптимизации являлась суммарная тепловая нагрузка на кипятильники  $Q_{sum}$ . Для оптимизации использовали встроенные инструменты программного комплекса Aspen Plus, такие как NQ Curve, Sensitivity Analysis и SQP Optimization. В целом процедура оптимизации включала следующие этапы.

На первом этапе при помощи инструмента NQ Curve при закрепленном количестве потока разделяющего агента ( $S$ ), равном [15] 3000 кг/ч, было определено общее число теоретических тарелок в колоннах – 64 и 35 в колоннах ЭК и РК соответственно.

Далее была исследована зависимость тепловых нагрузок на кипятильник и конденсатор и флегмового числа первой колонны от температуры разделяющего агента. Данные приведены в табл. 3.

Видно, что нагрузка на кипятильник колонны практически не зависит от температуры подачи ЭА. Поскольку большой паровой поток вверх колонны благоприятен для применения теплового насоса, то была выбрана температура подачи ЭА, равная 102°C. Такая температура позволяет также не усложнять систему установкой дополнительного теплообменника на линии рецикла разделяющего агента.

Затем были установлены пределы варьирования количества разделяющего агента. Для этого для ряда положений тарелок подачи питания  $N_F$  и агента  $N_S$  определено минимальное необходимое количество разделяющего агента, а также значеный, при котором  $Q_{reb}^{ЭК}$  достигает минимального значения. Результаты представлены в табл. 4.

Видно, что минимальный расход ЭА достаточно сильно зависит от  $N_F$ , таким образом, для оптимизации расхода ЭА при различных  $N_F$  имеет смысл установить различные границы варьирования. Для 12-й тарелки подачи агента были выбраны пределы от 2410 до 3100 кг/ч, для 13-й – от 2490 до 3070 кг/ч, для 14-й – от 2500 до 3080 кг/ч, для 15-й – от 2540 до 3110 кг/ч.

Далее для пределов варьирования расхода ЭА от 2500 до 3200 кг/ч проверено отсутствие влияния на оптимальное положение тарелки питания в РК. Результат проверки представлен в табл. 5.

При одновременном использовании инструментов Sensitivity Analysis и SQP Optimization было установлено оптимальное положение тарелок подачи питания и агента в ЭК и оптимальное количество потока разделяющего агента. При этом инструментом Sensitivity Analysis варьировались положения тарелок подачи питания и ЭА, а при помощи SQP для каждого положения подбирались оптимальный расход разделяющего агента, при котором суммарная нагрузка на кипятильники колонн  $Q_{sum} = Q_{reb}^{ЭК} + Q_{reb}^{РК}$  достигает минимального значения. Результаты представлены в табл. 6.

Итоговые рабочие параметры традиционной схемы экстрактивной ректификации представлены в табл. 7. Оптимальное количество подаваемого ЭА: 2541 кг/ч, температура ЭА: 102°C.

**Таблица 3.** Зависимость параметров ЭК от температуры подачи ЭА

$T, ^\circ\text{C}$	$Q_{reb}, \text{кВт}$	$Q_{cond}, \text{кВт}$	$R$
70	639.2	-586.7	6.08
79	638.3	-602.5	6.27
87	638.3	-571.3	5.89
96	638.2	-618.6	6.46
102	638.2	-630.2	6.60

**Таблица 4.** Минимальный и оптимальный (для ЭК) расход разделяющего агента в зависимости от положения  $N_S/N_F$

$N_S/N_F$	$S_{min}, \text{кг/ч}$	$S_{opt}, \text{кг/ч}$	$Q_{reb}$	$Q_{reb}$
			при $S_{min}, \text{кВт}$	при $S_{opt}, \text{кВт}$
12/39	2380	3100	705.4	635.2
12/40	2400	3030	714.1	635.0
12/41	2410	3010	722.4	637.6
13/39	2490	3070	705.5	640.1
13/40	2410	3000	719.4	639.3
13/41	2380	2980	729.9	642.7
14/39	2500	3080	700.3	636.6
14/40	2430	3020	712.3	635.6
14/41	2410	3000	724.6	637.8
15/39	2540	3110	708.2	638.4
15/40	2480	3070	728.1	638.2
15/41	2440	3050	722.2	640.3

**Таблица 5.** Оптимальное положение тарелки питания в колонне регенерации при варьировании расхода ЭА

$S, \text{кг/ч}$	$N_F$	$Q_{reb}, \text{кВт}$	$Q_{cond}, \text{кВт}$	$R$
2500	11	421.1	-427.6	3.0
2600	11	434.0	-440.8	3.12
2800	11	460.1	-467.3	3.37
3000	11	486.2	-493.9	3.62
3200	11	512.2	-520.3	3.87

Авторы [18] предложили метод для предварительной оценки целесообразности применения тепловых насосов в ректификации на основе коэффициента эффективности  $C_{ef}$ :

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

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

**Таблица 6.** Определение оптимального расхода ЭА, положения тарелки питания и подачи ЭА

$N_S$	$N_F$	$S$ , кг/ч	$Q_{reb}^{ЭК}$	$Q_{cond}^{ЭК}$	$R^{ЭК}$	$Q_{reb}^{ПК}$	$Q_{cond}^{ПК}$	$R^{ПК}$	$Q_{sum}$
12	39	2617	652.3	-645.8	6.79	436.4	-443.2	3.14	1089
	40	2602	649.9	-643.5	6.76	434.4	-441.2	3.12	1084
	41	2602	649.7	-643.3	6.76	434.3	-441.1	3.12	1084
	42	2476	668.1	-662.2	6.99	418.0	-424.5	2.96	1086
13	39	2698	643.1	-636.3	6.68	446.7	-453.7	3.24	1090
	40	2610	648.3	-641.9	6.74	435.3	-442.1	3.13	1084
	41	2541	654.5	-648.3	6.82	426.3	-432.9	3.05	1081
	42	2498	663.4	-657.5	6.93	420.8	-427.3	2.99	1084
14	39	2635	655.2	-648.7	6.82	438.5	-445.4	3.16	1094
	40	2627	649.9	-643.4	6.76	437.5	-444.3	3.15	1087
	41	2627	649.7	-643.2	6.76	437.6	-444.4	3.16	1087
	42	2535	662.7	-656.6	6.92	425.5	-432.2	3.04	1088
15	39	2740	652.0	-645.0	6.78	452.2	-459.3	3.30	1104
	40	2638	658.6	-652.1	6.87	438.9	-445.8	3.17	1098
	41	2644	654.8	-648.2	6.82	439.7	-446.6	3.18	1094
	42	2576	664.7	-658.4	6.94	430.9	-437.6	3.09	1096

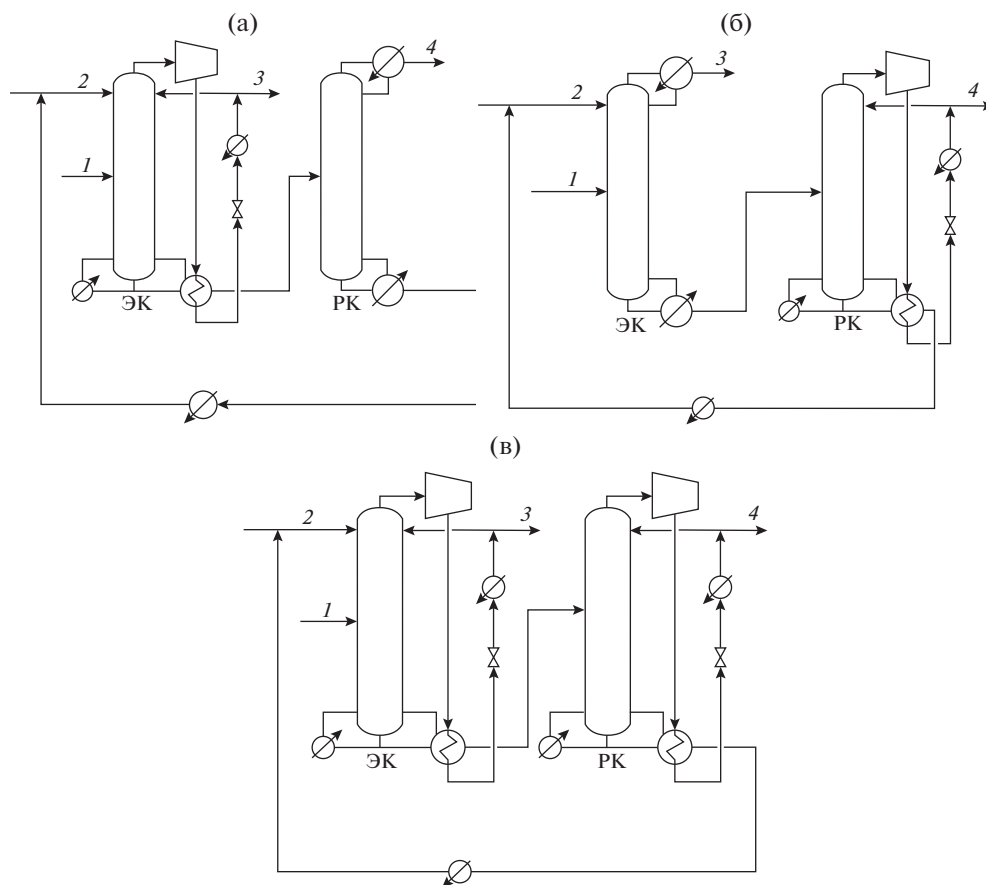
данным авторов [18], при значении  $C_{ef} > 10$  применение тепловых насосов экономически целесообразно в большинстве случаев, при  $10 > C_{ef} > 5$  использование тепловых насосов оказывается целесообразным только при некоторых условиях, а при значении  $C_{ef} < 5$  применение тепловых насосов нецелесообразно. Исходя из данных табл. 7, для экстрактивной колонны  $C_{ef} = 11.5$ , а для колонны регенерации – 9.8. Высокие значения  $C_{ef}$  предполагают получение существенного эффекта от применения тепловых насосов на обеих колоннах. Отметим, что критерий был выработан для разделения зеотропных смесей и его примени-

мость для процесса экстрактивной ректификации до настоящего времени не подтверждена. Также литературные данные 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  $P_{comp}^{ЭК} = 116.3$  кПа, а по дистилляту колонны регенерации  $P_{comp}^{ПК} = 119.2$  кПа

**Таблица 7.** Рабочие параметры традиционной схемы экстрактивной ректификации

Колонны	ЭК	ПК
$N_{sum}$	64	35
$N_F$	41	11
$N_S$	13	
$Q_{reb}$ , кВт	656.2	426.3
$Q_{cond}$ , кВт	-650.1	-432.9
$R$	6.8	3.05
$T_{cond}$ , °С	69.7	69.6
$T_{reb}$ , °С	99.6	104.5
$P_{cond}$ , кПа	20.0	20.0
$P_{reb}$ , кПа	26.4	23.4

На основе традиционной схемы экстрактивной ректификации и приведенных предположений об эффективности тепловых насосов были смоделированы три варианта схем, содержащих тепловые насосы открытого типа (рис. 2). 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  $W_{comp}$  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 паровой поток направляется в дроссель, где давление сбрасывается до 20 кПа. Для полной конденсации потока используется вспомогательный конденсатор, после которого поток разделяется на продуктовый и флегмовый.



**Рис. 2.** Варианты организации процесса ректификации с внешним тепловым насосом открытого типа. Установка компрессора: (а) – на паровом потоке ЭК, (б) – на паровом потоке РК, (в) – на паровых потоках обеих колонн. ЭК – колонна экстрактивной ректификации; РК – колонна регенерации разделяющего агента; 1 – исходная смесь ИБС и ИБА; 2 – разделяющий агент ДМФА; 3 – ИБА; 4 – ИБС.

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 колонн, повторная оптимизация конструктивных параметров колонн не требуется. Следует отметить, что во всех трех вариантах организации процесса у колонн с тепловыми насосами 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, несмотря на то, что соответствующие тепловые нагрузки, а следовательно, расходы греющего пара и охлаждающей воды, как будет показано ниже, значительно снижаются по сравнению с традиционной схемой.

Рассчитанные оптимальные рабочие параметры трех вариантов схем с тепловыми насосами приведены в табл. 8.

В технологические схемы с тепловыми насосами (рис. 2) по сравнению с традиционной схемой вносятся существенные изменения части дополнительного технологического оборудования за счет включения в их состав “горячих” компрессоров. Для обогрева кипятильников используется как греющий пар, так и тепло, полученное при компримировании дистиллятных паровых потоков, потребляется электроэнергия для привода компрессоров. Эти энергетические ресурсы имеют различную цену, поэтому использование критерия энергетических затрат для выбора оптимальной технологической схемы с разнородным технологическим оборудованием становится некорректным. В то же время для процесса оптимизации каждой индивидуальной технологической схемы применение этого критерия допустимо и целесообразно. Для сравнения вариантов организации процесса, включающего разнородное тех-

**Таблица 8.** Параметры схем с тепловыми насосами открытого типа

Тепловой насос на колонне экстрактивной ректификации (рис. 2а)		
Колонны	ЭК	РК
$Q_{reb}$ , кВт	93.3	426.3
$Q_{HE}$ , кВт	563.9	
$Q_{cond}$ , кВт	-194.6	-432.9
Оборудование		
$W_{comp}$ , кВт	116.3	
$P_{comp}$ , кПа	119.2	
Тепловой насос на колонне регенерации разделяющего агента (рис. 2б)		
Колонны	ЭК	РК
$Q_{reb}$ , кВт	656.2	17.5
$Q_{HE}$ , кВт		410.5
$Q_{cond}$ , кВт	-650.1	-98.7
Оборудование		
$W_{comp}$ , кВт		90.1
$P_{comp}$ , кПа		181.1
Схема с двумя тепловыми насосами (рис. 2в)		
Колонны	ЭК	РК
$Q_{reb}$ , кВт	93.3	17.5
$Q_{HE}$ , кВт	563.9	410.5
$Q_{cond}$ , кВт	-194.6	-98.7
Оборудование		
$W_{comp}$ , кВт	116.3	90.1
$P_{comp}$ , кПа	119.2	181.1

нологическое оборудование, принято использовать критерий полных годовых затрат (ТАС):

$$ТАС = ОС + \frac{СС}{ЕТ},$$

где ЕТ – срок эксплуатации установки в годах, СС – капитальные затраты, долл. США, ОС – эксплуатационные затраты, долл. США/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 использованы средства Aspen Process Economic Analyzer. Основные экономические

**Таблица 9.** Цены на энергоносители в долл. США

Электричество, кВт	0.0775
Оборотная вода, т	0.03
Греющий пар, кг	0.017

параметры приведены в табл. 9 и 10, а результаты экономической оценки – в табл. 11.

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 эффективности. Также видно, что для схемы 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 ЕТ = 10 более выгодной является схема с тепловым насосом на экстрактивной колонне, однако, как уже отмечалось выше, экономический эффект незначителен, а при ЕТ = 20 – схема с двумя тепловыми насосами.

**Таблица 10.** Стоимость оборудования в долл. США

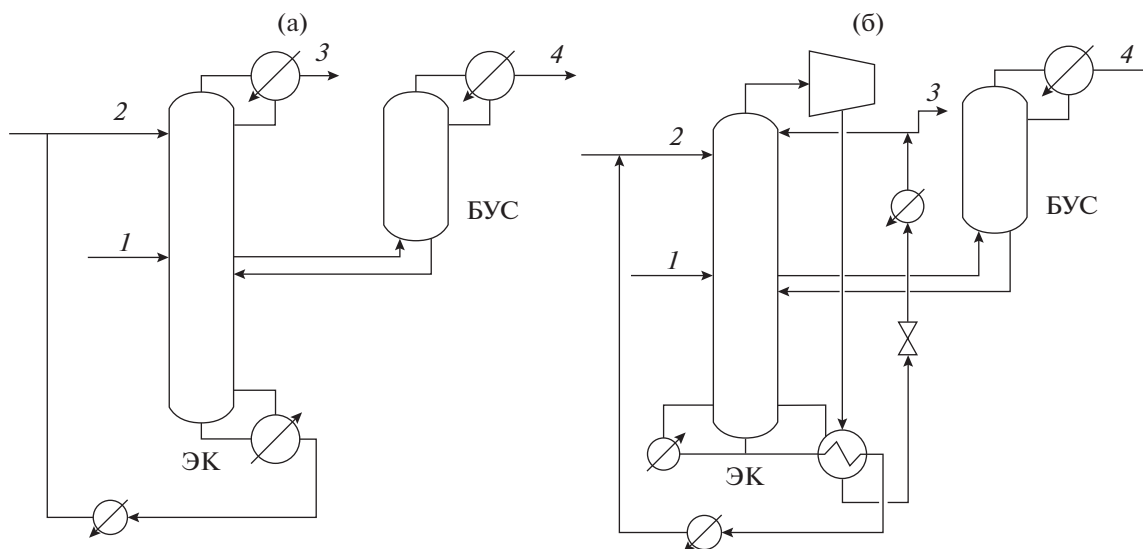
	Общие		Традиционная схема	
	Колонна	Флегмовый насос	Осн. конденсатор	Осн. кипятильник
ЭК	687800	5200	25400	14700
РК	195500	4500	26500	13600
Стоимость оборудования теплового насоса				
	Компрессор	Теплообменник	Вспом. конденсатор	Вспом. кипятильник
ЭК	707400	15100	8600	11300
РК	721100	13100	9900	12300

**Таблица 11.** Экономическая оценка

Экономические показатели	Традиционная схема	Схема с тепловым насосом на ЭК (рис. 2а)	Схема с тепловым насосом на РК (рис. 2б)	Схема с двумя тепловыми насосами (рис. 2в)
Затраты на энергоносители, долл. США/год	357434	273461	300375	216461
Снижение затрат на энергоносители, %	0	23.5	16.0	39.4
Цена оборудования, долл. США	973500	1690800	1709800	2427100
ТАС (10 лет)	454784	442541	471355	459171
ТАС (20 лет)	406109	358001	385865	337816
Снижение ТАС (10 лет), %	0	2.7	-3.6	-1
Снижение ТАС (20 лет), %	0	11.9	5	16.8

Авторами [15] было показано, что применение комплекса с частично связанными тепловыми и материальными потоками (ЧСТМП) при экстрактивной ректификации смеси ИБС–ИБА с диме-

тилформамидом позволяет значительно снизить энергетические затраты. Применение таких комплексов не исключает возможности оснащения схемы тепловым насосом, поэтому на основе тра-



**Рис. 3.** (а) – комплекс с ЧСТМП, (б) – комплекс с ЧСТМП и тепловым насосом. ЭК – колонна экстрактивной ректификации; БУС – боковая укрепляющая секция; 1 – исходная смесь ИБС и ИБА; 2 – разделяющий агент ДМФА; 3 – ИБА; 4 – ИБС.

**Таблица 12.** Определение оптимальной тарелки бокового отбора и количества бокового отбора

$N_V$	$V$ , кг/ч	$Q_{reb}^{ЭК}$	$Q_{cond}^{ЭК}$	$R^{ЭК}$	$Q_{cond}^{БУС}$	$R^{БУС}$
64	1232	894.5	-669.0	7.07	-213.5	1.03
65	1208	877.8	-656.4	6.92	-209.4	0.99
66	1156	859.3	-646.9	6.80	-200.4	0.90
67	1086	844.1	-643.9	6.76	-188.2	0.79
68	1072	838.1	-640.3	6.71	-185.8	0.76
69	1072	832.7	-634.9	6.65	-185.7	0.76
70	1076	828.5	-630.0	6.59	-186.4	0.77
71	1078	825.6	-626.7	6.55	-186.6	0.77
72	1100	825.5	-622.8	6.51	-190.4	0.81
73	1110	825.6	-621.4	6.49	-191.9	0.82
74	1148	830.3	-619.5	6.47	-198.4	0.88
75	1214	842.1	-620.2	6.47	-209.5	0.99

**Таблица 13.** Параметры комплекса с ЧСТМП

Колонны	ЭК	БУС
$N_{sum}$	88	11
$N_F$	41	—
$N_V$	71	—
$N_S$	13	—
$Q_{reb}$ , кВт	826.3	—
$Q_{cond}$ , кВт	-627.4	-186.7
$R$	6.56	0.77
$T_{cond}$ , °C	69.7	74.9
$T_{reb}$ , °C	110.4	—
$P_{cond}$ , кПа	20.0	25.9
$P_{reb}$ , кПа	28.8	—

**Таблица 14.** Параметры комплекса с ЧСТМП и тепловым насосом

Колонны	ЭК	БУС
$Q_{reb}$ , кВт	306.2	—
$Q_{HE}$ , кВт	495.3	—
$Q_{cond}$ , кВт	-175.0	-186.7
Оборудование		
$W_{comp}$ , кВт	102.7	—
$P_{comp}$ , кПа	121.8	—

диционной схемы экстрактивной ректификации была смоделирована схема с ЧСТМП (рис. 3а). Затем на ее основе была получена и подвергнута параметрической оптимизации схема с тепловым насосом открытого типа (рис. 3б).

Моделирование и оптимизацию комплекса с ЧСТМП проводили по алгоритму, аналогичному описанному в [17] и состоящему из следующих этапов.

На первом этапе традиционная схема была преобразована в схему, состоящую из одной сложной колонны с боковой укрепляющей секцией (БУС) (рис. 3а) [3, 13]. На втором этапе проводили 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 незначительно от соответствующих параметров традиционной схемы [3, 13], 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 величину бокового отбора, соответствующую минимальной нагрузке на кипятильник  $Q_{reb}$ . Полученные на этом этапе зависимости приведены в табл. 12.

Результаты моделирования и оптимизации представлены в табл. 13.

На основе этих параметров было проведено моделирование схемы с тепловым насосом открытого типа. В качестве рабочего тела для теплового насоса был выбран поток ИБА, так как нагрузка на конденсатор основной секции выше и флегмовое число больше, чем у конденсатора БУС. Необходимое для обеспечения необходимой разницы температур  $\Delta T = 25$  К в теплообменнике теплового насоса давление составляет 121.8 кПа. Результаты моделирования схемы представлены в табл. 14.

Для этих схем также была проведена экономическая оценка в Aspen Process Economic Analyzer и определен ТАС. Цены на оборудование приведены в табл. 15, а результаты оценки в табл. 16.

Как можно видеть, использование комплекса с ЧСТМП действительно снижает общие энергозатраты на более чем 20%. Схема же с одновременным использованием комплекса с частично связанными тепловыми и материальными потоками и теплового насоса позволяет снизить энергетические затраты на 55.72%, а ТАС за 20 лет — на 30.71%. Схема с одновременным применением комплекса с ЧСТМП и теплового насоса является



**Таблица 15.** Стоимость оборудования в долл. США

	Колонна	Флегмовый насос	Осн. конденсатор	Осн. кипятильник
ЭК	80100	5200	25300	17700
БУС	47600	4500	25400	—
	Компрессор	Теплообменник	Вспом. конденсатор	
ЭК	704500	14300	9800	

**Таблица 16.** Экономическая оценка

Экономические показатели	Традиционная схема	Комплекс с ЧСТМП	Комплекс с ЧСТМП и тепловым насосом
Затраты на энергоносители, долл. США/год	357434	281185	200759
Снижение затрат на энергоносители, %	0	21.33	55.72
Цена оборудования, долл. США	973500	926700	1612300
ТАС (10 лет)	454784	373855	361989
ТАС (20 лет)	406109	327520	281374
Снижение ТАС (10 лет), %	0	17.80	20.40
Снижение ТАС (20 лет), %	0	19.35	30.71

наиболее эффективной при использовании ДМФА как экстрактивного агента.

### ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В настоящей работе показано, что применение тепловых насосов в схеме экстрактивной ректификации смеси изобутиловый спирт–изобутил-ацетат с диметилформамидом в качестве экстрактивного 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 окупаемости установки в 10 лет наименьшее значение ТАС достигается в схеме с тепловым насосом на колонне экстрактивной ректификации. Такая схема обеспечивает снижение десятилетнего ТАС на 2.7% по сравнению с традиционной схемой. При времени функционирования в 20 лет наименьшие полные годовые затраты обеспечивает схема с двумя тепловыми насосами. Применение комплекса с ЧСТМП без теплового насоса позволяет снизить энергетические затраты на 21.33%. Кроме того, в отличие от схем с тепловыми насосами, в ней не

происходит изменения рода энергоносителя. Наиболее экономичной из рассмотренных является схема, в которой одновременно применяется и комплекс с ЧСТМП, и тепловой насос. Такая схема обеспечивает снижение затрат на энергоносители на 55.7% и снижение ТАС с окупаемостью в 20 лет на 30.7%.

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

### ОБОЗНАЧЕНИЯ

<i>A</i>	термодинамическая работа
<i>a, b</i>	параметры уравнения UNIQUAC
<i>C</i>	коэффициент
<i>CC</i>	капитальные затраты
<i>ET</i>	срок эксплуатации установки
<i>N</i>	номер тарелки
<i>OS</i>	эксплуатационные затраты
<i>P</i>	абсолютное давление
<i>Q</i>	тепловая нагрузка
<i>R</i>	флегмовое число
<i>S</i>	расход экстрактивного агента
<i>T</i>	температура
ТАС	полные годовые затраты

$V$  поток бокового отбора  
 $W$  потребляемая мощность

ИНДЕКСЫ

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

СОКРАЩЕНИЯ

БД данные из базы данных программного комплекса  
 БО боковой отбор  
 БУС боковая укрепляющая секция  
 ДМФА диметилформамид  
 ИБА изобутилацетат  
 ИБС изобутиловый спирт  
 Лит. данные из литературного источника  
 ПЖР парожидкостное равновесие  
 РК колонна регенерации разделяющего агента  
 ЧСТМП частично связанные тепловые и материальные потоки  
 ЭА экстрактивный агент  
 ЭК колонна экстрактивной ректификации  
 ЭР экстрактивная ректификация

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *King C.J.* Separation processes. Courier Corporation, 2013.
2. *Kiss A.A., Olujić T.* A review on process intensification in internally heat-integrated distillation columns // Chem. Eng. Process. 2014. V. 86. P. 125.
3. *Тимошенко А.В., Анохина Е.А., Рудаков Д.Г., Тимофеев В.С., Тацеевская Г.И., Матюшенкова Ю.В.* Энергосбережение в ректификации с использова-

нием комплексов со связанными потоками // Вестн. МИТХТ. 2011. Т. 6. № 4. С. 28.

4. *Null H.R.* Heat pumps in distillation // Chem. Eng. Prog. 1976. V. 72. № 7. P. 58.
5. *Jana A.K.* Heat integrated distillation operation // Appl. Energy. 2010. V. 87. № 5. P. 1477.
6. *Гайле А.А., Сомов В.Е.* Процессы разделения и очистки продуктов переработки нефти и газа. СПб.: Химиздат, 2012.
7. *Павлов С.Ю.* Выделение и очистка мономеров для синтетического каучука. Л.: Химия, 1987.
8. *Meirelles A., Weiss S., Herfurth H.* Ethanol Dehydration by Extractive Distillation // J. Chem. Technol. Biotechnol. 1992. V. 53. P. 181.
9. *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. V. 47. № 3. P. 790.
10. *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. V. 44. № 15. P. 5715.
11. *Luyben W.L.* Comparison of Extractive Distillation and Pressure-Swing Distillation for Acetone-Methanol Separation // Ind. Eng. Chem. Res. 2008. V. 47. № 8. P. 2696.
12. *Wang S.-J., Huang H.-P., Yu C.-C.* Plantwide Design of Transesterification Reactive Distillation to Co-Generate Ethyl Acetate and n-Butanol // Ind. Eng. Chem. Res. 2010. V. 49. № 2. P. 750.
13. *Анохина Е.А.* Энергосбережение в процессах экстрактивной ректификации // Вестн. МИТХТ. 2013. Т. 8. № 5. С. 3.
14. *You X., Rodriguez-Donis I., Gerbaud V.* Reducing process cost and CO<sub>2</sub> emissions for extractive distillation by double-effect heat integration and mechanical heat pump // Appl. Energy. 2016. V. 166. P. 128.
15. *Анохина Е.А., Рудаков Д.Г., Тимошенко А.В.* Экстрактивная ректификация смеси изобутиловый спирт – изобутилацетат с диметилформамидом // Хим. технол. 2011. Т. 12. № 10. С. 627.
16. *Тимошенко А.В., Анохина Е.А.* Моделирование и оптимизация как инструмент разработки высокоэффективных технологических схем ректификации // Росс. технол. журн. 2017. Т. 5. № 3. С. 138.
17. *Анохина Е.А., Долматов Б.Б., Тимошенко А.В.* Энергетическая эффективность экстрактивной ректификации смеси ацетон–хлороформ в сложной колонне с боковой секцией // Хим. технол. 2008. № 8. С. 402.
18. *Plesu V., Bonet-Ruiz A.E., Bonet J., Llorens J.* Simple equation for suitability of heat pump use in distillation // Proc. 24th European Symposium on Computer Aided Process Engineering / Eds. Klemes J.J., Varbanov S.V., Liew P.Y. Amsterdam: Elsevier, 2014. P. 1327.