

УДК: 660:51.001.57+66

СОПОСТАВИТЕЛЬНЫЙ АНАЛИЗ СХЕМ ЭКСТРАКТИВНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ С РАЗЛИЧНЫМ ФАЗОВЫМ СОСТОЯНИЕМ БОКОВОГО ОТБОРА ИЗ ЭКСТРАКТИВНОЙ КОЛОННЫ

© 2024 г. Е. А. Анохина*, Д. А. Рамочников, А. В. Тимошенко

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

*e-mail: anokhina.ea@mail.ru

Поступила в редакцию 23.05.2024

После доработки 16.09.2024

Принята в печать 30.09.2024

Исследовано влияние агрегатного состояния бокового отбора на энергопотребление схем экстрактивной ректификации, включающих экстрактивную колонну с боковым отбором, на примерах разделения трех бинарных смесей (ацетон–хлороформ, ацетон–метанол, бензол–циклогексан). Для каждой смеси определены оптимальные по критерию суммарных энергетических затрат в кипятильниках колонн параметры четырех схем: традиционной двухколонной; схемы с частично связанными тепловыми и материальными потоками; схемы, включающей экстрактивную колонну с боковым отбором в паровой фазе, и схемы, включающей экстрактивную колонну с боковым отбором в жидкой фазе. Установлено, что энергопотребление в кипятильниках колонн схемы с частично связанными тепловыми и материальными потоками и схем, включающих экстрактивную колонну с боковым отбором, практически совпадает и ниже энергопотребления в кипятильниках колонн традиционной двухколонной схемы. Однако число теоретических тарелок в схемах, включающих экстрактивную колонну с боковым отбором, больше, чем в схемах с частично связанными тепловыми и материальными потоками. Выявлено, что агрегатное состояние бокового отбора практически не влияет на суммарное энергопотребление в кипятильниках колонн схем, включающих экстрактивную колонну с боковым отбором.

Ключевые слова: экстрактивная ректификация, энергосбережение, схемы с частично связанными тепловыми и материальными потоками, колонны с боковым отбором

DOI: 10.31857/S0040357124050125 EDN: WCPDGK

ВВЕДЕНИЕ

Экстрактивная ректификация (ЭР) – эффективный метод разделения неидеальных смесей, основанный на принципе перераспределения полей концентраций между областями разделения [1] за счет добавления к исходной (базовой) смеси специально подобранного вещества – разделяющего агента (РА), увеличивающего относительную летучесть трудноразделимых компонентов базовой смеси. Наиболее известными примерами промышленных технологий ЭР являются выделение дивинила и изопрена из фракций пиролиза и дегидрирования углеводородов C_4 – C_5 [2, 3]; выделение бензола из бензолсодержащих фракций, образующихся при пиролизе и риформинге углеводородов и коксовании каменного угля [4]; очистка бензола от тиофена [5–7].

Повышение энергоэффективности установок экстрактивной ректификации – одна из приоритетных задач химической технологии. Для ее решения используются как давно известные способы (выбор высокоселективных РА [8–11] и оптимальной последовательности выделения компонентов и фракций [12–15], определение оптимальных рабочих параметров колонн [8, 15–19]), так и относительно новые подходы, связанные с применением схем с частично связанными тепловыми и материальными потоками [6, 20–23], колонн с боковым отбором [7, 24–29], тепловых насосов [30–34], неадиабатической ректификации [35–37].

Традиционная схема экстрактивной ректификации (CED) бинарной смеси с высококипящим разделяющим агентом, состоящая из колонны экстрактивной ректификации (EC) и колонны регенерации разделяющего агента (RC), представлена на рис. 1а.

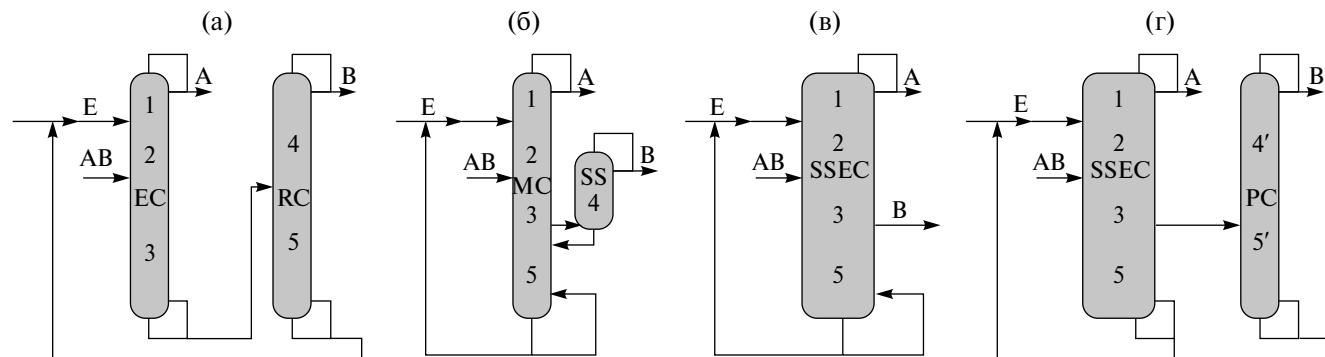


Рис. 1. Различные структуры схем ЭР бинарной смеси с высококипящим разделяющим агентом: (а) — традиционная двухколонная, (б) — схема с частично связанными тепловыми и материальными потоками, (в) — схема, состоящая из одной колонны ЭР с боковым отбором, (г) — схема, включающая колонну ЭР с боковым отбором. А, В — компоненты исходной смеси, Е — разделяющий агент, ЕС — колонна экстрактивной ректификации, RC — колонна регенерации, MC — основная колонна, SS — боковая секция, SSEC — колонна экстрактивной ректификации с боковым отбором, PC — колонна очистки компонента В от разделяющего агента, 1–5 — секции колонн.

Авторами [38] предложен алгоритм трансформации традиционных схем ЭР, состоящих из двухотборных колонн, в схемы ЭР с частично связанными тепловыми и материальными потоками (PTCED). В соответствии с этим алгоритмом схема CED (рис. 1а) отображается графом, представленным на рис. 2а. Вершины в этом графе соответствуют границам секций колонн, неориентированные ребра — противоположно направленным потокам пара и жидкости в секциях колонн, ориентированные ребра — потокам, связывающим колонны. В результате объединения двух вершин, связанных ориентированным ребром BE, получается граф, представленный на рис. 2б, которому соответствует схема PTCED (рис. 1б). Данная схема состоит из основной колонны (MC) и термически связанной с ней противоположно направленными потоками пара и жидкости боковой укрепляющей секции (SS). При объединении вершин S и B в графе на рис. 2б получается граф, представленный на рис. 2в, который является отображением схемы (рис. 1в), состоящей из одной колонны ЭР с боковым отбором (SC-SSEC). В соответствии с терминологией авторов [38] традиционная схема ЭР называется прообразом, а полученные при ее трансформации схемы — образами.

Из описанного выше алгоритма синтеза схем [38] следует, что в схеме SC-SSEC (рис. 1в) боковой поток из экстрактивной колонны необходимо отбирать в паровой фазе, чтобы получить компонент В высокой степени чистоты. Это подтверждается данными работы [24], в которой рассмотрено разделение смеси этанол–вода с высококипящим разделяющим агентом — этиленгликолем (ЭГ) — в традиционной двухколон-

ной схеме и в одной колонне ЭР с отбором воды в парофазном боковом потоке. Расчеты авторов [24] показали, что энергопотребление в кипятильнике схемы SC-SSEC на 9% ниже суммарного энергопотребления в кипятильниках колонн традиционной схемы, однако при этом чистота этанола и воды снизилась с 99.94 до 99.71 мол. % и с 99.7 до 99.27 мол. %, соответственно. Для получения компонентов А и В такого же качества, как и в традиционной двухколонной схеме, авторы [25] предложили отбирать компонент В в паровой фазе из зоны экстрактивной колонны, где его концентрация максимальна, а затем направлять парофазный боковой отбор в парциальный конденсатор-сепаратор для отделения компонента В от примесей разделяющего агента. На примере ЭР смесей этанол–вода (РА — этиленгликоль) и этилацетат–метанол (РА — диметил-

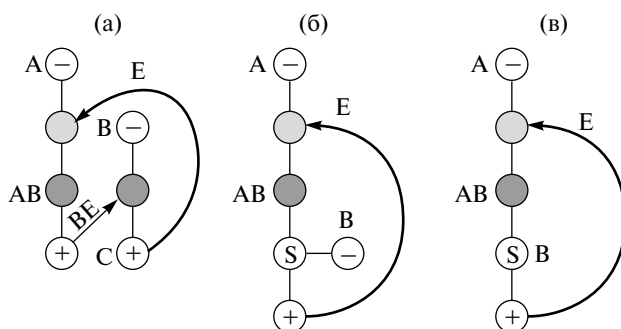


Рис. 2. Графы традиционной схемы ЭР (а) и ее образов (б, в). ● — вершина, соответствующая входному потоку колонны, ○ — вершина, соответствующая выходному потоку колонны, ⊕ — вершина, соответствующая выходному потоку колонны с отводом тепла, ⊙ — вершина, соответствующая тарелке отбора бокового потока.

сульфоксид) показано, что предлагаемая схема характеризуется меньшими энергетическими и капитальными затратами по сравнению с традиционной двухколонной схемой и экстрактивной колонной с перегородкой.

В приведенных примерах в качестве РА применяются вещества с температурой кипения существенно выше, чем температура кипения компонента, отбираемого в боковом потоке (разница составляет более 98°C). Вследствие этого содержание РА в боковом отборе относительно невелико (менее 10 % мол.). Если использовать РА с более низкой температурой кипения, то его концентрация в боковом потоке увеличится, и получить компонент В высокой степени чистоты в паровом боковом отборе будет практически невозможно. При отборе бокового потока в жидкой фазе концентрация в нем РА будет еще выше. Таким образом, в этих случаях в схему необходимо включить ректификационную колонну очистки компонента В от разделяющего агента (рис. 1г). В работах [26–28] рассмотрена ЭР смесей этанол–вода (РА – ЭГ) [26], ацетон–метанол (РА – вода) [26], гептан–толуол (РА – анилин) [26], оксид пропилен–метанол–вода (РА – вода) [27], этилацетат–этанол (РА – диметилсульфоксид) [28] в двухколонной схеме, состоящей из экстрактивной колонны с боковым отбором и колонны очистки компонента В от РА (DC-SSED). Показано, что схема DC-SSED (рис. 1г) характеризуется меньшими энергетическими и полными годовыми затратами, чем традиционная двухколонная схема из двухотборных колонн (рис. 1а). В перечисленных примерах боковой поток отбирается из экстрактивной колонны в жидкой фазе и концентрация РА в этом потоке составляет 40–60 мол. %. Очевидно, что при отборе бокового потока в паровой фазе концентрация РА в нем будет существенно ниже. Таким образом, количество потока, поступающего в колонну очистки компонента В, уменьшится, и энергозатраты в кубе этой колонны снизятся. Кроме того, известно, что даже при одинаковом количестве потока питания энергозатраты в кипятыльнике колонны при подаче потока исходной смеси в паровой фазе ниже, чем при подаче потока исходной смеси в жидкой фазе. Но, с другой стороны, энергопотребление в кубе экстрактивной колонны с боковым отбором при отборе бокового потока в паровой фазе выше, чем при отборе бокового потока в жидкой фазе.

Цель данной работы – исследовать влияние фазового состояния бокового отбора на сум-

марные энергозатраты в кипятыльниках колонн двухколонной схемы ЭР, включающей экстрактивную колонну с боковым отбором.

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

В качестве объектов исследования рассмотрены схемы ЭР трех азеотропных смесей: ацетон–хлороформ (смесь I), ацетон–метанол (смесь II) и бензол–циклогексан (смесь III). В соответствии с литературными данными [4, 18, 21] в качестве разделяющих агентов для смесей I, II и III выбраны диметилформамид (DMFA), вода и N-метилпирролидон (NMP), соответственно. С использованием программного комплекса Aspen Plus v.10.0 были определены оптимальные по критерию суммарных энергетических затрат в кипятыльниках колонн параметры трех схем ЭР указанных смесей: традиционной схемы, состоящей из двухотборных колонн (CED); схемы с частично связанными тепловыми и материальными потоками (PTCED) и двухколонной схемы, включающей экстрактивную колонну с боковым отбором (DC-SSED). Расчеты всех схем выполнялись на 1000 кг/ч исходной смеси, поступающей в экстрактивную колонну при температуре кипения. Состав потока питания для смесей I и II был задан близким к составу азеотропов при атмосферном давлении (21.5 мас. % ацетона для смеси I и 86.3 мас. % ацетона для смеси II), а для смеси III – эквимассовым. Температуру подачи РА в колонну ЭР задавали близкой к температуре кипения дистиллята, а именно: 60°C в случае ЭР смесей I и II и 70°C в случае ЭР смеси III. Исходя из анализа литературных данных, посвященных моделированию и оптимизации схем экстрактивной ректификации исследуемых смесей [8, 18, 21, 22, 39], в качестве модели для описания парожидкостного равновесия была выбрана модель локального состава NRTL, параметры которой представлены в табл. 1. Для бинарных систем ацетон–хлороформ и ацетон–DMFA параметры взяты из базы данных программного комплекса Aspen Plus v.10.0, а для остальных бинарных систем – из литературных источников [21, 22, 34]. Как показали наши расчеты, средние относительные ошибки описания состава паровой фазы и температуры кипения бинарных смесей уравнением NRTL с указанными параметрами не превышают 3%.

Расчет всех ректификационных колонн выполняли в проектно-проверочном варианте, давление в колоннах 101.3 кПа, тарелки – теоретические. Требования к составу продуктовых потоков приведены в табл. 2.

Таблица 1. Параметры уравнения NRTL

Компонент I	Компонент J	Параметры бинарного взаимодействия, K				
		A(I,J)	A(J,I)	B(I,J)	B(J,I)	C(I,J)
Ацетон	Хлороформ	−1.20022	2.98553	138.927	−960.628	0.100
Ацетон	DMFA	0.000	0.000	167.045	−91.8073	0.300
Хлороформ	DMFA	0.000	0.000	−172.370	−148.630	0.300
Ацетон	Метанол	0.000	0.000	88.3797	126.178	0.300
Ацетон	Вода	−3.0768	7.9385	1203.73	−2099.67	0.300
Метанол	Вода	−2.626	4.8241	828.387	−1329.54	0.300
Бензол	Циклогексан	0.657505	−1.2279	−64.7939	400.999	0.3375
Бензол	NMP	0.000	0.000	663,349	−502.497	0.1771
Циклогексан	NMP	0.000	0.000	523,919	323.62	0.2902

Таблица 2. Состав продуктовых потоков, мас. %

№ смеси	Смесь	Компонент, выделяемый в дистилляте		Компонент, выделяемый в кубе
		ЕС или MC или SSEC	RC или SS или PC	
I	Ацетон (1) – хлороформ (2)	Ацетон, $x_1 = 99.5$	Хлороформ, $x_2 = 99.9$	DMFA, $x_{DMFA} = 99.9$
II	Ацетон (1) – метанол (2)	Ацетон, $x_1 = 99.5$	Метанол, $x_2 = 99.95$	Вода, $x_{воды} = 99.9$
III	Бензол (1) – циклогексан (2)	Циклогексан, $x_2 = 99.9$	Бензол, $x_1 = 99.9$	NMP, $x_{NMP} = 99.99$

Таблица 3. Оптимальные рабочие параметры традиционных схем ЭР

Параметр	Смесь I	Смесь II	Смесь III
Колонна экстрактивной ректификации			
$N_{total,EC}$	24	38	35
$N_E/N_{F,EC}$	4/11	19/30	5/21
FE, кг/ч	3096.4	893.2	1454.3
RR_{EC}	2.3	2.2	0.9
$Q_{cond,EC}$, кВт	−100.7	−404.9	−92.1
$Q_{reb,EC}$, кВт	267.7	438.8	144.1
Колонна регенерации РА			
$N_{total,RC}$	26	28	11
$N_{F,RC}$	6	18	5
RR_{RC}	2.9	2.9	0.3
$Q_{cond,RC}$, кВт	−212.2	−162.0	−71.8
$Q_{reb,RC}$, кВт	235.5	172.0	132.1
Суммарные энергозатраты в кипятильниках колонн			
$Q_{\Sigma CED}$, кВт	503.2	610.8	276.2

Определение оптимальных параметров традиционных схем ЭР. Для традиционных схем ЭР было найдено оптимальное число теоретических тарелок (т.т.) в колоннах ЕС ($N_{total,EC}$) и RC ($N_{total,RC}$), оптимальное положение тарелок подачи РА и питания ($N_E, N_{F,EC}, N_{F,RC}$), а также оптимальный расход РА (FE). Критерий оптимальности – минимум суммарных энергозатрат в кипятильниках

колонн ($Q_{\Sigma CED}$), ограничения на оптимизацию – качество продуктов разделения. Алгоритм оптимизации подробно описан нами в работе [6], итоговые результаты приведены в табл. 3.

Определение оптимальных параметров схем ЭР с частично связанными тепловыми и материальными потоками. Для схем PTCED по критерию минимума энергозатрат в кипятильнике основ-

ной колонны (Q_{PTCED}) был осуществлен поиск оптимального положения тарелки отбора потока из основной колонны в боковую секцию (N_s) и оптимального количества бокового отбора (FS). При оптимизации RTCED положение тарелок подачи РА и исходной смеси в основную колонну, а также расход РА были заданы в соответствии с оптимальными значениями указанных параметров, найденными для схем CED. Как следует из алгоритма синтеза схем ЭР с частично связанными тепловыми и материальными потоками [38], суммарное число теоретических тарелок в колоннах CED и RTCED должно быть одинаковым, при этом число тарелок в основной колонне ($N_{\text{total,MC}}$) равно сумме числа тарелок в экстрактивной колонне и в исчерпывающей секции колонны регенерации РА схемы CED, а число тарелок в боковой секции ($N_{\text{total,SS}}$) равно числу тарелок в укрепляющей секции колонны регенерации схемы CED. Например, оптимальное число теоретических тарелок в колоннах традиционной схемы ЭР смеси I составляет 24 и 26 для ЕС и RC, соответственно (табл. 3). Тогда $N_{\text{total,MC}} = 24 + 20 = 44$ т.т. (где 20 – число т.т. в исчерпывающей секции колонны регенерации CED), а $N_{\text{total,SS}} = 6$ т.т. Алгоритм оптимизации схем RTCED подробно описан в работе [6], итоговые результаты приведены в табл. 4.

Видно, что при ЭР смесей I and II энергопотребление в кипятильниках колонн схем RTCED существенно ниже, чем в соответствующих традиционных схемах, а в случае ЭР смеси III разница в энергозатратах схем CED и RTCED незначительна. Полученные результаты подтверждают выявленную нами ранее зависимость энергоэффективности применения RTCED в экстрактив-

ной ректификации бинарных смесей от величины флегмового числа в колонне регенерации РА традиционной схемы [21]: если флегмовое число в указанном аппарате существенно меньше 1, то ΔQ_{PTCED} относительно невелико и составляет менее 10%. Именно такая ситуация наблюдается при ЭР смеси бензол-циклогексан: $RR_{\text{RC}} = 0.3$ и $\Delta Q_{\text{PTCED}} = 3.5\%$.

Определение оптимальных параметров двухколонных схем ЭР, включающих экстрактивную колонну с боковым отбором. Оптимизация данных схем проводилась по критерию минимума суммарных энергетических затрат в кипятильниках колонн ($Q_{\Sigma\text{DC-SSSED}}$). Параметры оптимизации: число теоретических тарелок ($N_{\text{total,PC}}$) и положение тарелки питания ($N_{\text{F,PC}}$) в колонне очистки целевого компонента от РА, положение тарелки отбора бокового потока (N_s) и количество бокового отбора (FS). Положение тарелок подачи РА и исходной смеси в колонне с боковым отбором, а также расход РА были заданы в соответствии с оптимальными значениями указанных параметров, найденными для схем CED. Число теоретических тарелок в колонне с боковым отбором и в основной колонне схемы RTCED одинаковое, что является следствием применения алгоритма синтеза данных схем [38].

Для каждой смеси смоделированы и оптимизированы два варианта схем: 1) схема с отбором бокового потока в паровой фазе (DC-SSSED-V) и 2) схема с отбором бокового потока в жидкой фазе (DC-SSSED-L).

Первоначально при закрепленных N_s и FS было выбрано число тарелок в колонне очистки целевого компонента от РА. Выбор проводили на основе анализа зависимости энергозатрат

Таблица 4. Оптимальные рабочие параметры схем ЭР с частично связанными тепловыми и материальными потоками

Параметр	Смесь I	Смесь II	Смесь III
$N_{\text{total,MC}}$	44	48	41
$N_{\text{total,SS}}$	6	18	5
$N_{\text{E}}/N_{\text{F}}/N_{\text{S}}$	4/11/29	19/30/42	5/21/36
RR_{MC}	1.3	2.2	0.9
RR_{SS}	0.6	1.3	0.1
FE, кг/ч	3096.4	893.2	1454.3
FS, кг/ч	1000	252	520
Q_{condMC} , кВт	–70.9	–393.9	–95.7
Q_{condSS} , кВт	–85.7	–97.2	–60.8
Q_{PTCED} , кВт	346.9	535.0	266.4
Снижение энергозатрат относительно $Q_{\Sigma\text{CED}}$ (ΔQ_{PTCED} , %)	31.1	12.4	3.5

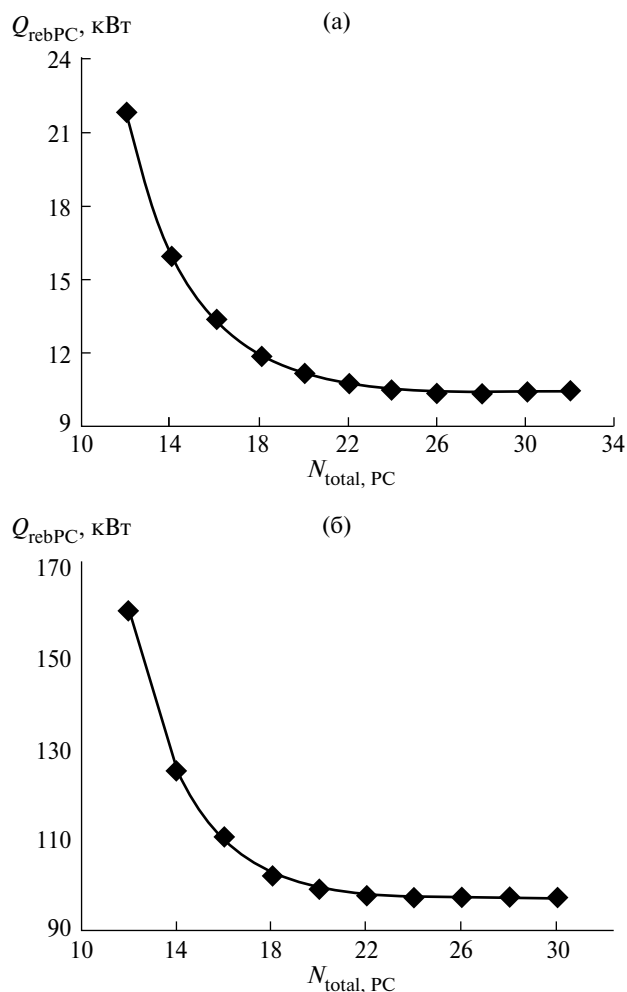


Рис. 3. Зависимость энергозатрат в кубе колонны очистки хлороформа от DMFA от числа теоретических тарелок в ней: а) при отборе бокового потока в паровой фазе, б) при отборе бокового потока в жидкой фазе.

в кубе колонны ($Q_{\text{reb,PC}}$) от числа тарелок в ней. На рис. 3 представлены примеры таких зависимостей для колонны очистки хлороформа от DMFA.

Как видно из рис. 3а, энергопотребление в кубе колонны очистки хлороформа от DMFA схемы DC-SSED-V при сокращении числа тарелок с 30 до 22 т.т. увеличивается незначительно: рост энергозатрат составляет менее 2 % на каждые 2 тарелки. При дальнейшем уменьшении числа тарелок с 22 до 20 т.т. $Q_{\text{reb,PC}}$ увеличивается уже на 4.2 %. Поэтому число тарелок в PC схемы DC-SSED-V при проведении всех последующих расчетов приняли равным 22 т.т. Энергозатраты в кубе PC схемы DC-SSED-L возрастают менее чем на 3 % на каждые 2 тарелки в интервале уменьшения числа тарелок с 30 до 18 т.т., а при сокращении $N_{\text{total,PC}}$ с 18 до 16 т.т. рост $Q_{\text{reb,PC}}$ со-

ставляет 7.9 % (рис. 3б). Исходя из этого, число теоретических тарелок в колонне очистки хлороформа от DMFA схемы DC-SSED-L выбрали равным 18.

Аналогичным образом было выбрано число тарелок в колоннах очистки целевого компонента от ПА в схемах DC-SSED смесей II и III. Далее оптимизацию схем DC-SSED проводили в со-

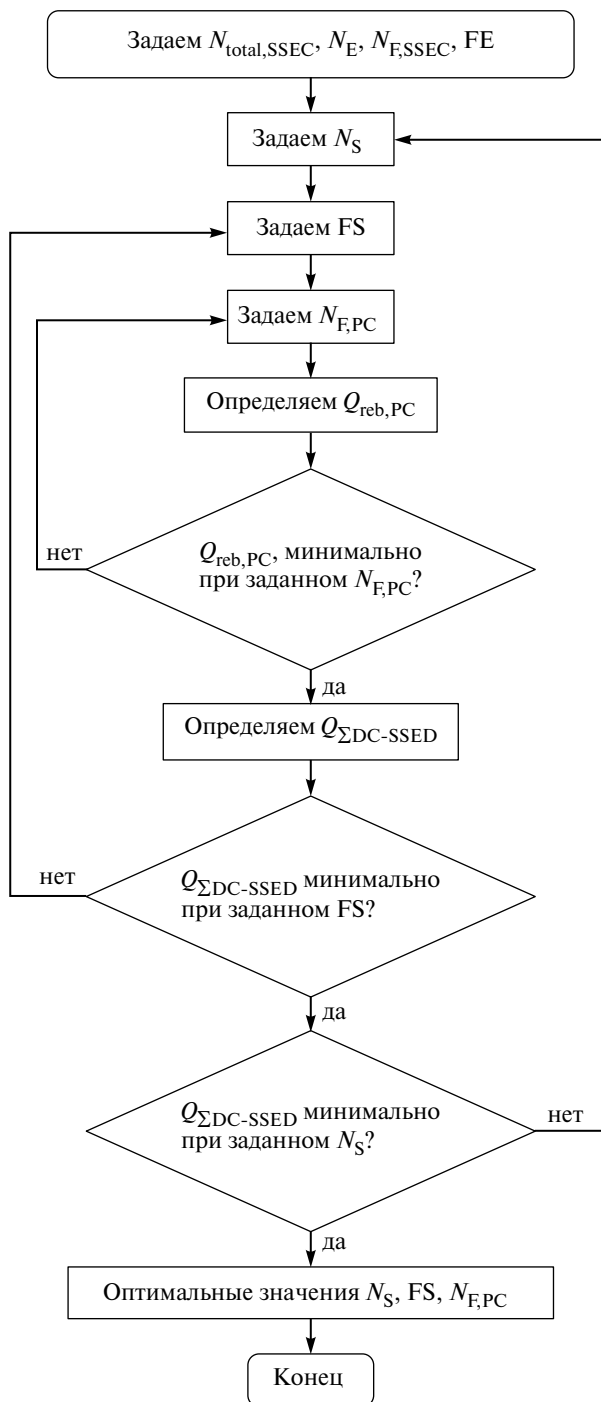


Рис. 4. Алгоритм оптимизации двухколонных схем ЭР, включающих экстрактивную колонну с боковым отбором.

Таблица 5. Оптимальные рабочие параметры двухколонных схем ЭР, включающих экстрактивную колонну с боковым отбором

Параметр	Смесь I		Смесь II		Смесь III	
	Схема DC-SSED-V	Схема DC-SSED-L	Схема DC-SSED-V	Схема DC-SSED-L	Схема DC-SSED-V	Схема DC-SSED-L
Экстрактивная колонна с боковым отбором						
$N_{\text{total,SSEC}}$	44	44	48	48	41	41
$N_E/N_{F,SSEC}/N_S$	4/11/29	4/11/28	19/30/42	19/30/42	5/21/35	5/21/36
RR_{SSEC}	1.3	1.4	2.1	2.1	1.0	0.9
FE , кг/ч	3096.4	3096.4	893.2	893.2	1454.3	1454.3
FS , кг/ч	891	1730	177	323	508	1005
$Q_{\text{cond,SSEC}}$, кВт	−70.3	−71.9	−391.9	−391.3	−98.8	−94.2
$Q_{\text{reb,SSEC}}$, кВт	334.7	241.6	503.3	431.2	267.3	177.8
Колонна очистки целевого компонента от РА						
$N_{\text{total,PC}}$	22	18	32	30	11	9
$N_{F,PC}$	7	5	26	23	7	4
RR_{PC}	0.6	0.7	1.2	1.2	0.1	0.18
$Q_{\text{cond,PC}}$, кВт	−85.9	−92.9	−90.3	−91.1	−60.1	−64.5
$Q_{\text{reb,PC}}$, кВт	11.8	113.5	22.7	95.1	1.6	90.9
$Q_{\Sigma DC-SSED}$, кВт	346.6	355.1	526.0	526.3	268.9	268.7
Снижение энергозатрат относительно $Q_{\Sigma CED}$ ($\Delta Q_{DC-SSED}$, %)	31.1	29.4	13.9	13.8	2.6	2.7

Таблица 6. Состав бокового отбора в схемах PTCED и DC-SSED

Компоненты	Концентрация компонентов, мас. %		
	Схема PTCED	Схема DC-SSED-V	Схема DC-SSED-L
ЭР смеси ацетон-хлороформ			
Ацетон	0.08	0.08	0.03
Хлороформ	88.10	88.05	45.39
DMFA	11.82	11.87	54.57
ЭР смеси ацетон-метанол			
Ацетон	0.01	0.03	0.01
Метанол	77.35	77.05	42.27
Вода	22.64	22.92	57.72
ЭР смеси бензол-циклогексан			
Бензол	98.07	98.34	49.72
Циклогексан	0.08	0.08	0.03
NMP	1.85	1.58	50.25

ответствии с алгоритмом, представленным на рис. 4. Результаты приведены в табл. 5.

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Как видно из табл. 5, суммарное энергопотребление в кипятильниках колонн схем DC-SSED-V и DC-SSED-L практически совпадает.

При этом энергозатраты в кубе колонны с боковым отбором потока в паровой фазе выше энергозатрат в кипятильнике колонны с боковым отбором потока в жидкой фазе в 1.4, 1.2 и 1.5 при ЭР смесей I, II и III, соответственно. Напротив, энергопотребление в кубе колонны очистки целевого компонента от РА при отборе бокового потока в паровой фазе ниже, чем при отборе бо-

кового потока в жидкой фазе в 9.6, 4.2 и 56.8 раза при ЭР смесей I, II и III, соответственно. Таким образом, чем выше температура кипения РА, тем сильнее фазовое состояние бокового отбора влияет на энергозатраты в кипятильниках колонн SSEC и РС. Количество бокового потока, отбираемого в жидкой фазе, больше количества бокового потока, отбираемого в паровой фазе, в 1.94, 1.82 и 1.98 раза при ЭР смесей I, II и III, соответственно, что обусловлено существенным различием в составах данных потоков. Как видно из табл. 6, концентрация хлороформа, метанола и циклогексана в паровом боковом потоке выше, чем в жидкофазном в 1.94, 1.82 и 1.98 раза, соответственно. Таким образом, при использовании РА с более высокой температурой кипения различие в количестве и составе бокового потока проявляется более заметно. Следует отметить, что составы боковых отборов в схемах PTCED и DC-SSED-V практически совпадают.

Из табл. 4 и 5 следует, что оптимальное положение тарелки отбора бокового потока в схемах PTCED и DC-SSED практически совпадает. Это объясняется тем, что концентрация целевого компонента, отбираемого в боковом потоке, достигает максимальных значений на одних и тех же тарелках основной колонны схемы PTCED и колонны с боковым отбором схем DC-SSED. На рис. 5 в качестве примера представлено распределение концентраций компонентов по высоте колонн схем ЭР смеси ацетон–хлороформ.

Видно что, концентрация хлороформа достигает максимальной величины в паровой и в жидкой фазах на 26–29 т.т. основной колонны схемы PTCED и экстрактивной колонны с боковым отбором схем DC-SSED, и оптимальное значение N_s в схеме DC-SSED-L равно 28 т.т., а в схемах PTCED и DC-SSED-V – 29 т.т. Аналогичная картина наблюдается и в случаях ЭР смесей II и III.

Диаметры секций 1–3 колонн всех рассмотренных для каждой смеси схем ЭР (CED, PTCED и DC-SSED) имеют близкие значения (табл. 7). Очевидно, это связано с тем, что трансформация традиционной схемы ЭР в схемы PTCED и DC-SSED в соответствии с алгоритмом [38] эти секции экстрактивной колонны не затрагивает. Диаметр секции 4 в схеме PTCED и секции 4' в колонне очистки компонента В схемы DC-SSED меньше, чем диаметр секции 4 в колонне регенерации РА традиционной схемы, поскольку флегмовые числа и паровой поток в боковой секции схемы PTCED и в колонне РС ниже, чем в колонне РС традиционной схемы. Диаметр секции 5 основной колонны схемы PTCED и колонны SSEC выше, чем диаметр

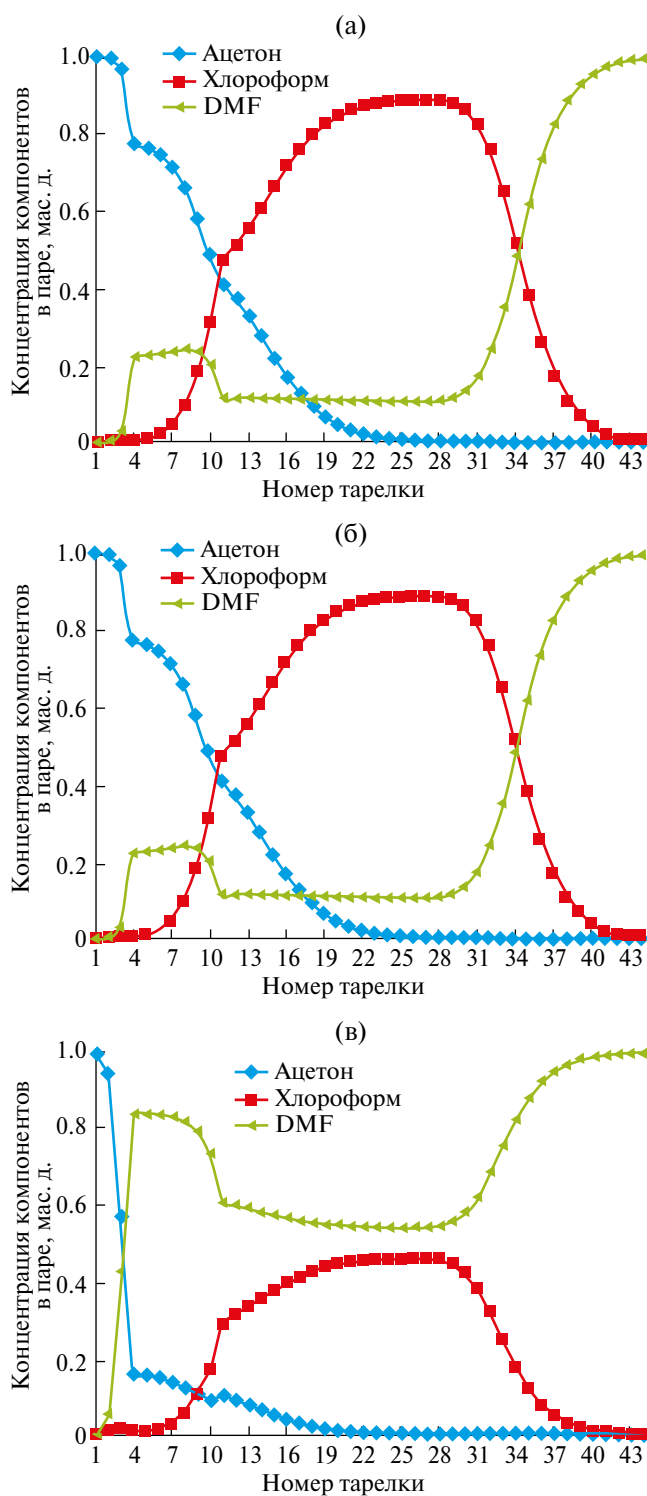


Рис. 5. Распределение концентраций компонентов по высоте основной колонны схемы PTCED (а) и экстрактивной колонны с боковым отбором схем DC-SSED-V (б) и DC-SSED-L (в) при разделении смеси ацетон–хлороформ.

Таблица 7. Диаметры секций колонн схем ЭР смесей I–III

№ секции	Диаметр, м			
	Схема CED	Схема PTCED	Схема DC-SSED-V	Схема DC-SSED-L
ЭР смеси ацетон-хлороформ				
Секция 1	0.33	0.28	0.28	0.28
Секция 2	0.51	0.47	0.47	0.47
Секция 3	0.54	0.52	0.54	0.52
Секция 4	0.54	0.34	—	—
Секция 5	0.52	0.61	0.60	0.53
Секция 4'	—	—	0.34	0.36
Секция 5'	—	—	0.11	0.35
ЭР смеси ацетон-метанол				
Секция 1	0.67	0.66	0.66	0.66
Секция 2	0.59	0.58	0.58	0.58
Секция 3	0.57	0.58	0.58	0.58
Секция 4	0.36	0.28	—	—
Секция 5	0.29	0.54	0.51	0.47
Секция 4'	—	—	0.27	0.27
Секция 5'	—	—	0.11	0.23
ЭР смеси бензол-циклогексан				
Секция 1	0.36	0.36	0.37	0.36
Секция 2	0.37	0.37	0.37	0.37
Секция 3	0.39	0.39	0.40	0.39
Секция 4	0.29	0.21	—	—
Секция 5	0.39	0.54	0.55	0.45
Секция 4'	—	—	0.20	0.28
Секция 5'	—	—	0.04	0.32

секции 5 колонны регенерации РА традиционной схемы, так как паровой поток в секции 5 указанных двух аппаратов, больше, чем в секции 5 колонны регенерации.

Диаметры секции 4' в схемах DC-SSED с отбором бокового потока в паровой и жидкой фазах отличаются незначительно, в то время как диаметр секции 5' колонны PC в случае жидкофазного бокового отбора больше, чем в случае парофазного бокового отбора в 3.2, 2.1 и 8 раз при ЭР смесей I, II и III, соответственно. Однако следует отметить, что укрепляющая и отгонная секции колонны PC схемы DC-SSED-L имеют примерно одинаковый диаметр, а в схеме DC-SSED-V диаметры указанных секций отличаются в 3.1, 2.5 и 5 раз при ЭР смесей I, II и III, соответственно.

Из таблиц 3–5 видно, что флегмовые числа в экстрактивной колонне традиционной схемы, в основной колонне схемы PTCED и в колонне SSEC схем DC-SSED при ЭР смесей II и III имеют близкие значения, при ЭР смеси I RR_{MC}

и RR_{SSEC} в 1.7 раза меньше, чем RR_{EC} . Это связано с тем, что для снижения размерности задачи оптимизации расход РА, тарелки подачи РА и исходной смеси в схемах PTCED и DC-SSED были заданы в соответствии с оптимальными значениями этих величин, найденными для традиционной схемы. Однако ранее нами [39] было показано, что при ЭР смеси ацетон–хлороформ оптимальный расход РА в схеме PTCED ниже, чем в традиционной двухколонной схеме, но при этом RR_{MC} и RR_{EC} отличаются незначительно. Поскольку в данной работе для схем PTCED и DC-SSED величину оптимального расхода DMFA не определяли, то при более высоком, по сравнению с оптимальным, значении расхода РА заданное качество продуктовых потоков в основной колонне схемы PTCED и в колонне с боковым отбором схем DC-SSED достигается при более низких значениях флегмового числа, чем в экстрактивной колонне традиционной схемы.

Флегмовые числа в боковой секции и колонне

очистки целевого компонента от РА значительно ниже, чем в колонне регенерации РА традиционной схемы, что обусловлено существенно разным составом потоков питания указанных аппаратов. Например, при ЭР смеси I концентрация хлороформа в паровом и жидкофазном потоках бокового отбора равна 88.05 и 45.39 мас. %, соответственно (табл. 6), а в кубовом потоке экстрактивной колонны — 20.28 мас. %.

Из табл. 4 и 5 следует, что при разделении каждой смеси схемы с частично связанными тепловыми и материальными потоками и схемы, включающие экстрактивную колонну с боковым отбором, обеспечивают примерно одинаковое снижение энергозатрат по сравнению с традиционной схемой ЭР. Однако суммарное число теоретических тарелок в колоннах схем DC-SSSED больше, чем число теоретических тарелок в схемах PTCED на 24–32 % в случае ЭР смеси ацетон–хлороформ, на 18–21 % в случае ЭР смеси ацетон–метанол и на 9–13 % в случае ЭР смеси бензол–циклогексан. Очевидно, это обусловлено тем, что в схемах PTCED вследствие наличия термической связи между МС и SS посредством противоположно направленных потоков пара и жидкости (рис. 16) разделение смеси “целевой компонент В–РА” осуществляется в боковой укрепляющей секции и в исчерпывающей секции основной колонны. В схемах DC-SSSED термическая связь между экстрактивной колонной с боковым отбором и колонной РС отсутствует. Следовательно, при одинаковом энергопотреблении схем PTCED и DC-SSSED число тарелок в колонне очистки целевого компонента от РА должно быть приблизительно равно сумме числа тарелок в SS и в исчерпывающей секции основной колонны схемы PTCED.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

На примере ЭР трех бинарных азеотропных смесей (ацетон–хлороформ, ацетон–метанол, бензол–циклогексан) исследовано влияние фазового состояния бокового отбора на суммарные энергозатраты в кипятыльниках колонн двухколонной схемы, включающей экстрактивную колонну с боковым отбором. Для каждой смеси определены оптимальные по критерию суммарных энергетических затрат в кипятыльниках колонн параметры трех схем ЭР: традиционной двухколонной (CED), схемы с частично связанными тепловыми и материальными потоками (PTCED) и двухколонной схемы, включающей экстрактивную колонну с боковым отбором (DC-SSSED). Смоделированы и оптимизированы

два варианта схемы DC-SSSED, отличающиеся фазовым состоянием бокового отбора: с отбором бокового потока в паровой фазе (DC-SSSED-V) и с отбором бокового потока в жидкой фазе (DC-SSSED-L). Установлено, что для каждой исследованной смеси энергопотребление в кипятыльниках колонн схем PTCED, DC-SSSED-V и DC-SSSED-L практически совпадает. Таким образом, по критерию суммарных энергозатрат в кипятыльниках колонн нет разницы, в какой фазе (паровой или жидкой) отбирать боковой поток из экстрактивной колонны. В дальнейшем необходимо исследовать динамическое поведение схем DC-SSSED-V и DC-SSSED-L и осуществить выбор оптимальной схемы по критерию устойчивости к внешним возмущающим воздействиям (например, в виде изменения состава и количества потока питания). Можно предположить, что по этому критерию более предпочтительной будет схема DC-SSSED-L, поскольку жидкофазный поток бокового отбора легче регулировать, чем паровозный.

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

ОБОЗНАЧЕНИЯ

FE	расход экстрактивного агента, кг/ч
FS	количества потока, отбираемого в боковую секцию, кг/ч
<i>N</i>	номер тарелки
<i>N</i> _{total}	число тарелок в колонне
<i>Q</i>	тепловая нагрузка, кВт
RR	флегмовое число

ИНДЕКСЫ

cond	конденсатор
E	экстрактивный агент
F	питание
reb	кипятильник
S	боковой отбор

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Серафимов Л.А., Фролова А.К.* Фундаментальный принцип перераспределения полей концентраций между областями ректификации как основа создания технологических комплексов // Теорет. основы хим. технол. 1997. Т. 31. № 2. С. 84.
2. *Павлов С.Ю.* Выделение и очистка мономеров для синтетического каучука. Л.: Химия, 1987.

3. Мазурин О.А., Волков А.Н., Курбатов В.А., Зиятдинов Н.Н. Способ разделения смесей углеводородов изопентан-изоамил-изопренсодержащей фракции или бутан-бутилен-дивинильной фракции: пат. 2406717 Российская Федерация. № 2008144948/04; заявл. 12.11.2008; опубл. 20.12.2010, Бюл. №35. 5 с.
4. Гайле А.А., Сомов В.Е. Процессы разделения и очистки продуктов переработки нефти и газа. СПб.: Химиздат, 2012.
5. Зарецкий М.И. Очистка коксохимического бензола от тιοфена. Получение чистого тιοфена из тιοфеновой фракции методом экстрактивной ректификации. Расчет промышленной установки // Кокс и химия. 2004. № 6. С. 20.
6. Anokhina E.A., Timoshenko A.V., Akishin A. Yu., Remizova A.V. Benzene purification from thiophene using dimethylformamide as an entrainer in thermally coupled extractive distillation columns // Chem. Eng. Res. Des. 2019. V. 146. P. 391.
7. Анохина Е.А., Якутин Р.И., Тимошенко А.В. Очистка бензола от тιοфена экстрактивной ректификацией с применением колонн с боковым отбором в паровой фазе // Теорет. основы хим. технол. 2021. Т. 55. № 5. С. 578.
8. Shen W., Dong L., Wei S., Li J., Benyounes H., You X., Gerbaud V. Systematic design of an extractive distillation for maximum-boiling azeotropes with heavy entrainers // AIChE Journal. 2015. V. 61. № 11. P. 3898.
9. Sprakel L.M.J., Kamphuis P., Nikolova A.L., Keijspe, r D.J., Schuur B. Solvent selection for extractive distillation processes to separate close-boiling polar systems // Chem. Eng. Res. Des. 2019. V. 144. P. 123.
10. Guo C., Wang F., Xing J., Cui P. Thermodynamic and economic comparison of extractive distillation sequences for separating methanol/dimethyl carbonate/water azeotropic mixtures // Sep. Purif. Technol. 2022. V. 282. P. 120150.
11. Wang L., Zhang X., Li C., Cao X., Zhao W., Xiang S. Superefficient separation of HFC-245fa/HF using extractive distillation: From computational thermodynamics to process assessment // Sep. Purif. Technol. 2023. V. 307. P. 122663.
12. Errico M., Rong B.-G., Tola G., Spano M. Optimal synthesis of distillation systems for bioethanol separation. Part 1: Extractive distillation with simple columns // Ind. Eng. Chem. Res. 2013. V. 52. P. 1612.
13. Raeva V.M., Dubrovskii A.M. Comparison of extractive distillation flowsheets for methanol-tetrahydrofuran-water mixtures // Fine Chem. Technol. 2020. V. 15. № 3. P. 21.
14. Jian X., Li J., Qing Ye, Lia X. Intensification and analysis of extractive distillation processes with preconcentration for separating ethyl acetate, isopropanol and water azeotropic mixtures // Sep. Purif. Technol. 2022. V. 287. P. 120499.
15. Sánchez-Ramírez E., Zhang Y., Yang A., Kong Z.Y., Segovia-Hernández J.G., Sunarso J. Integrating sustainability metrics to the design of extractive distillation for ternary azeotropic mixtures of ethanol, tetrahydrofuran, and methanol separation // Chem. Eng. Res. Des. 2023. V. 200. P. 58.
16. Duan C. and Li Ch. Energy-saving improvement of heat integration for separating dilute azeotropic components in extractive distillation // Energy. 2023. V. 263. P. 125821.
17. De Figueirêdo M.F., Guedes B.P., Araújo J.M.M., Vasconcelos L.G.S., Brito R.P. Optimal design of extractive distillation columns – A systematic procedure using a process simulator // Chem. Eng. Res. Des. 2011. V. 89. P. 341.
18. You X., Rodriguez-Donis I. and Gerbaud V. Investigation of separation efficiency indicator for the optimization of the acetone-methanol extractive distillation with water // Ind. Eng. Chem. Res. 2015. V. 54. P. 10863.
19. De Figueirêdo M.F., Brito K.D., Wagner B.R., Vasconcelos L.G.S., Brito R.P. Optimization of the design and operation of extractive distillation process // Sep. Sci. Technol. 2015. V. 50. P. 2238.
20. Gutiérrez-Guerra R., Segovia Hernández J.G., Hernández S. Reducing energy consumption and CO₂ emissions in extractive distillation // Chem. Eng. Res. Des. 2009. V. 87. P. 145.
21. Anokhina E., Timoshenko A. Criterion of the energy effectiveness of extractive distillation in the partially thermally coupled columns // Chem. Eng. Res. Des. 2015. V. 99. P. 165.
22. Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Morgunov A.V., Rudakov D.G. Application of the partially thermally coupled distillation flowsheets for the extractive distillation of ternary azeotropic mixtures // Chem. Eng. Res. Des. 2015. V. 104. P. 139.
23. Cao X., Liu R., Lu Y., Jia Sh., Yuan X. Application of the thermally coupled extractive distillation for recycling octafluoropropane based on thermoeconomic analysis // Sep. Purif. Technol. 2021. V. 279. P. 119813.
24. Brito R.P., Maciel M.R.W. and Meirelles A.A. New extractive distillation configuration for separating binary azeotropic mixtures // The First European Congress on Chemical Engineering. – Florence, Italy. May 4–7, 1997. V. 2. P. 1333.
25. Yan H., Song X., Xu L., Yuan X. New single-column extractive distillation with heavy entrainer to separate binary azeotropic mixtures // Sep. Purif. Technol. 2023. V. 312. P. 123393.
26. Tututi-Avila S., Medina-Herrera N., Hahn J., Jiménez-Gutiérrez A. Design of an energy-efficient side-stream extractive distillation system // Comput. Chem. Eng. 2017. V. 102. P. 17.
27. Zhang Zh., Wang Ch., Guang Ch., Wang Ch. Separation of propylene oxide-methanol-water mixture via enhanced extractive distillation: Design and control //

- Chem. Eng. Process. — Process Intensif. 2019. V. 144. P. 107651.
28. Zhang Q., Zeng A., Yuana X., Ma Y. Design and control of economically attractive side-stream extractive distillation process // Chem. Eng. Res. Des. 2020. V. 160. P. 571.
29. Chen Y.-Y., Kong Z.Y., Yang A., Lee H.-Y., Sunarso J. Design and control of an energy intensified side-stream extractive distillation for binary azeotropic separation of *n*-hexane and ethyl acetate // Sep. Purif. Technol. 2022. V. 294. P. 121176.
30. Luo H., Bildea C.S., Kiss A.A. Novel Heat-pump-assisted extractive distillation for bioethanol purification // Ind. Eng. Chem. Res. 2015. V. 54. P. 2208.
31. 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.
32. 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 // Fine Chem. Technol. 2020. V. 15. P. 14.
33. Wang C., Zhuang Y., Liu L., Zhang L., Du J. Heat pump assisted extractive distillation sequences with intermediate-boiling entrainer // App. Therm. Eng. 2021. V. 186. P. 116511.
34. Burachuk A.S., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Heat-pump efficiency in acetone-methanol extractive distillation depending on feed composition // Theor. Found. Chem. Eng. 2023. V. 57. P. 20.
35. Nova-Rincón A., Ramos M.A., Gómez J.M. Simultaneous optimal design and operation of a diabatic extractive distillation column based on exergy analysis // International Journal of Energy. 2015. V. 17. P. 287.
36. Rudakov D.G., Klauzner P.S., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Nonadiabatic schemes of the extractive distillation of an acetone–chloroform–*n*-butanol mixture // Theor. Found. Chem. Eng. 2022. V. 56. No 5. P. 734.
37. Klauzner P.S., Rudakov D.G., Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Energy efficiency of diabatic distillation schemes for an acetone–toluene–*n*-butanol mixture with an entrainer in the first column // Fine Chem. Technol. 2023. V. 18. No 1. P. 7.
38. Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Ivanova L.V. Extractive distillation systems involving complex columns with partially coupled heat and material flows // Theor. Found. Chem. Eng. 2005. V. 39. P. 463.
39. Anokhina E.A., Timoshenko A.V. Effect of the side-stream location and the side-stream value on the optimal entrainer flowrate in thermally coupled extractive distillation columns // Theor. Found. Chem. Eng. 2023. V. 57. P. 165.