УДК 66.048.3

ЭНЕРГЕТИЧЕСКАЯ ЭФФЕКТИВНОСТЬ СЛОЖНОЙ КОЛОННЫ ПРИ РАЗДЕЛЕНИИ ПРОДУКТОВ ПИРОЛИЗА В ЗАВИСИМОСТИ ОТ СОСТАВА ПИТАНИЯ

С.О. Кочарян[@], Д.Г. Рудаков, А.В. Тимошенко

Московский технологический университет (Институт тонких химических технологий), Москва 119571, Россия
[@]Автор для переписки, e-mail: kocharyanso@mitht.ru

Исследована зависимость снижения энергетических затрат на разделение смеси C_{4+} фракций продуктов пиролиза за счет применения сложных колонн для различного состава сырья. Рассмотрено ректификационное разделение как в последовательностях, состоящих из двухотборных колонн, так и в комплексах с частично связанными тепловыми и материальными потоками, полученных на их основе. Для всех вариантов схем исследованы режимы работы по первому и второму заданным разделениям. С целью снижения капитальных затрат и уменьшения занимаемых производственных площадей предложено использование колонн с перегородками, которые являются термодинамическими аналогами комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками. Изучено распределение температур, потоков жидкости и пара по высоте колонн; на основе этого показано, что при переходе к комплексам с частично связанными тепловыми и материальными потоками только одна из колонн потребует конструктивных изменений. Выявлено, что использование сложных колонн обеспечивает снижение энергозатрат в кипятильниках на 3–60% относительно схем из простых колонн.

Ключевые слова: *пиролиз, ректификация, энергосбережение, сложные колонны, C_4–C_6 фракции углеводородов.*

ENERGY EFFICIENCY OF THE COMPLEX COLUMN FOR THE SEPARATION OF VAPOR CRACKING PRODUCTS UNDER THE DEPENDING ON FEED COMPOSITION

S.O. Kocharyan[@], D.G. Rudakov, A.V. Timoshenko

Moscow Technological University (Institute of Fine Chemical Technologies), Moscow 119571, Russia
[@]Corresponding author e-mail: kocharyanso@mitht.ru

The dependence of the energy consumption decrease on the different feed composition for the separation of C_{4+} vapor cracking fraction by means of complex columns implementation is investigated. Distillation sequences consisting of simple columns and partially thermally coupled distillation columns are compared. Cases of direct and indirect separation for all the schemes are considered. In order to reduce capital cost and industrial areas the implementation of dividing wall columns was proposed. These dividing wall columns are the thermodynamic analogs of partially thermally coupled distillation flowsheets. Analysis of temperature, liquid and vapor profiles in the partially thermally coupled distillation sequence revealed that only one column in the original flowsheets requires a structural change when converting it to the partially thermally coupled configuration. It is shown that the complex columns provide energy consumption reduction in the reboilers by 3–60% as compared to conventional distillation schemes.

Keywords: *vapor cracking, distillation, energy saving, complex column, C_4–C_6 hydrocarbon fractions.*

Введение

В развитых странах химическая промышленность является одной из ключевых отраслей, темпы развития которой превышают остальные показатели экономики, на что указывает тот факт, что мировой объем выпускаемых органических веществ за последние 45 лет вырос в 100 раз [1]. Нефтехимия является базой производства сырья для всех отраслей химической промышленности. Основным промышленным способом получения ненасыщенных углеводородов для органического синтеза является пиролиз [2]. Получаемые продукты находят широкое применение в химической и нефтехимической промышленности:

- изобутановая фракция – применяется в качестве сырья для производства синтетического каучука (изопренового и бутилкаучука);
- бутановая фракция – используется в качестве сырья на производстве синтетического каучука при получении дивинила, как сырье для пиролиза и как компонент сжиженного бытового газа;
- изопентановая фракция – служит сырьем для производства изопренового каучука, является присадкой для высокооктановых сортов бензинов;
- пентановая фракция – используется для изомеризации и пиролиза, а также для получения хлорпроизводных.

Сырьевая база пиролиза может меняться от попутного газа до прямогонных фракций сырой нефти, что в ряде случаев значительно усложняет выбор оптимальной технологической схемы всего процесса и узла разделения в частности [3].

Наиболее широко распространенным методом разделения в химической промышленности является ректификация, несмотря на то, что она характеризуется низким коэффициентом полезного действия и высокими удельными затратами энергии. Процесс ректификации является термодинамически необратимым, что приводит к зависимости затрат энергии и производства энтропии от последовательности выделения фракций, т.е. от пути его проведения. Поэтому структура технологической схемы ректификации предопределяет энергетическую эффективность процесса [4], а задача синтеза оптимальной технологической схемы является одной из важнейших в химической технологии [5].

Одним из основных направлений энергосбережения в ректификации является ее приближение к гипотетическому термодинамически обратимому процессу. Такой подход был впервые предложен отечественными исследователями [6] и реализуется в виде комплексов с полностью связанными тепловыми и материальными потоками. Однако сложность управления долгое время препятствовала их внедрению в промышленном масштабе. Промежуточными вариантами по термодинамической эффективности между классической ректификацией и комплексами с полностью связанными тепловыми и материальными потоками служат технологические схемы, включающие комплексы с частично связанными тепловыми и материальными потоками (partially thermally coupled distillation system, PTCDS). PTCDS обеспечивают частичную теплоинтеграцию и, соответственно, частично исключают термодинамически «вредные» процессы смешения потоков. Как правило, в промышленности они реализуются в виде колонн с перегородками (dividing-wall column, DWC), которые в ряде случаев являются их термодинамическими аналогами. В настоящее время такая организация процесса считается одной из наиболее перспективных, поскольку позволяет снизить как эксплуатационные, так и капитальные затраты. Существует достаточно большое количество работ, посвященных исследованию таких комплексов [7–15]. В качестве одного из наиболее удачных примеров использования колонн с перегородками в промышленности можно привести опыт компании BASF [16].

К настоящему времени предложены методы синтеза и алгоритмы выбора комплекса с частично связанными тепловыми и материальными потоками, обеспечивающего наибольшую энергетическую эффективность [17, 18]. Применение таких PTCDS как элементов технологической схемы ректификации в ряде случаев обеспечивает значительное (30% и более) снижение энергозатрат.

Мы предлагаем использовать традиционные технологические схемы ректификации из простых двухсекционных колонн в качестве прообраза PTCDS. Полученный в результате таких преобразований комплекс может быть легко трансформирован в колонну с перегородкой, обеспечивающей сохранение концентрационных и температурных профилей в каждой из секций. Такой метод синтеза DWC естественно назвать репрографией, т.е. сжатием технологической схемы в один аппарат. При этом обеспечивается полное или частичное, в зависимости от глубины преобразований, сохранение топологии тепловых и материальных потоков при переходе от традиционной технологической схемы к одному сложному аппарату. Максимальная преемственность структуры потоков на основе анализа исходной технологической схемы позволяет максимально эффективно организовать внутренние потоки в сложной колонне и обеспечивает значительное снижение энергозатрат на разделение.

Состав продуктов пиролиза может значительно меняться в зависимости от исходного сырья, режима работы печей и целого ряда технологических факторов, что отражается на режиме работы подсистемы разделения продуктов. Поскольку PTCDS су-

щественно снижают энергозатраты, то применение таких комплексов в технологии разделения газов пиролиза представляет значительный интерес. Целью данной работы является поиск эффективной по критерию энергозатрат подсистемы ректификации C_4–C_6 фракции пиролиза.

В качестве критерия оптимизации применяли сумму тепловых нагрузок на кипятильники колонн.

В качестве объекта исследования была выбрана действующая установка нефтехимического предприятия, где в штатном режиме работают семь печей. В качестве сырья используют этанизированную фракцию легких углеводородов (ЭФЛУ), пропан-бутановую фракцию (ПБФ) и прямогонный бензин. В зависимости от потребности производства разные печи могут работать на различном сырье и, соответственно, состав продуктов также будет различным. В данной работе рассмотрен узел технологической схемы, обеспечивающий выделение C_4-, C_5- и C_{6+}-фракций. Поскольку данное производство является крупнотоннажным, даже относительно небольшое изменение параметров работы разделительного узла в сторону снижения энергетических затрат окажет положительный эффект на экономику производства.

Расчетная часть

В зависимости от состава сырья, подаваемого в каждую из печей, изменяется поток питания разделительной подсистемы и концентрация компонентов в нем (табл. 1). Режимы работы пиролизных печей и изменение потоков питания, поступающих на исследуемый узел разделения, представлены в табл. 2.

Таблица 1. Составы потока питания (масс. доля) узла разделения C_4,C_{5+}-фракции в зависимости от режимов работы печей пиролиза

Компоненты	**состав 1**	**состав 2**	**состав 3**	**состав 4**	**состав 5**	**состав 6**	**состав 7**
и-бутан	0.0025	0.0046	0.0076	0.0114	0.0016	0.0222	0.0304
н-бутан	0.0125	0.0188	0.0260	0.0360	0.0474	0.0626	0.0830
1-бутен	0.0900	0.0970	0.1050	0.1150	0.1281	0.1447	0.1670
и-бутен	0.0900	0.0870	0.0900	0.0950	0.1000	0.1068	0.1161
1,3-бутадиен	0.1110	0.1120	0.1130	0.1140	0.1151	0.1170	0.1195
н-пентан	0.0599	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500	0.0330
и-пентан	0.0600	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500	0.0330
1-пентен	0.0600	0.0500	0.0460	0.0400	0.0320	0.0220	0.0330
н-гексан	0.0464	0.0300	0.0300	0.0300	0.0200	0.0200	0.0062
н-гептан	0.0400	0.0300	0.0400	0.0300	0.0200	0.0200	0.0062
н-октан	0.0350	0.0300	0.0370	0.0210	0.0253	0.0054	0.0062
бензол	0.1440	0.1400	0.1400	0.1366	0.1332	0.1288	0.1229
толуол	0.1060	0.1000	0.0940	0.0864	0.0768	0.0645	0.0479
о-ксилол	0.0080	0.0100	0.0080	0.0080	0.0070	0.0060	0.0050
п-ксилол	0.0085	0.0100	0.0085	0.0085	0.0070	0.0060	0.0050
м-ксилол	0.0090	0.0100	0.0090	0.0090	0.0070	0.0070	0.0050
этилбензол	0.0072	0.0106	0.0090	0.0072	0.0070	0.0070	0.0080
н-нонан	0.1100	0.1600	0.1369	0.1519	0.1725	0.1600	0.1726
Сумма	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

Таблица 2. Материальный баланс подсистемы разделения в зависимости от режима работы печного отделения установки пиролиза

Сырье пиролиза	Число печей, работающих на разном сырье						
Прямогонный бензин	6	5	4	3	2	1	0
ПБФ	0	1	2	3	4	5	6
ЭФЛУ	1	1	1	1	1	1	1
Материальный баланс подсистемы разделения							
Состав № (см. табл. 1)	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**
Поток питания F (кг/ч)	61566	56342	51112	45894	40671	35447	30223
C_4-фракция (поток 3) (кг/ч)	18840	17994	17458	17048	15957	16074	15601
C_5-фракция (поток 5) (кг/ч)	11085	8458	7450	6421	5361	4319	2979
C_{6+}-фракция (поток 6) (кг/ч)	31641	29890	26204	22425	19353	15054	11643

Рассмотрены варианты технологических схем разделения, работающих по первому (рис. 1а, б) и по второму (рис. 1в, г) заданным разделениям (I, II ЗР), для всех перечисленных выше составов, как в последовательностях из двухотборных колонн, так и в PTCDS. В общей сложности синтезировано, смоделировано и подвергнуто параметрической оптимизации 28 вариантов схем с учетом различия в составах и потоках питания.

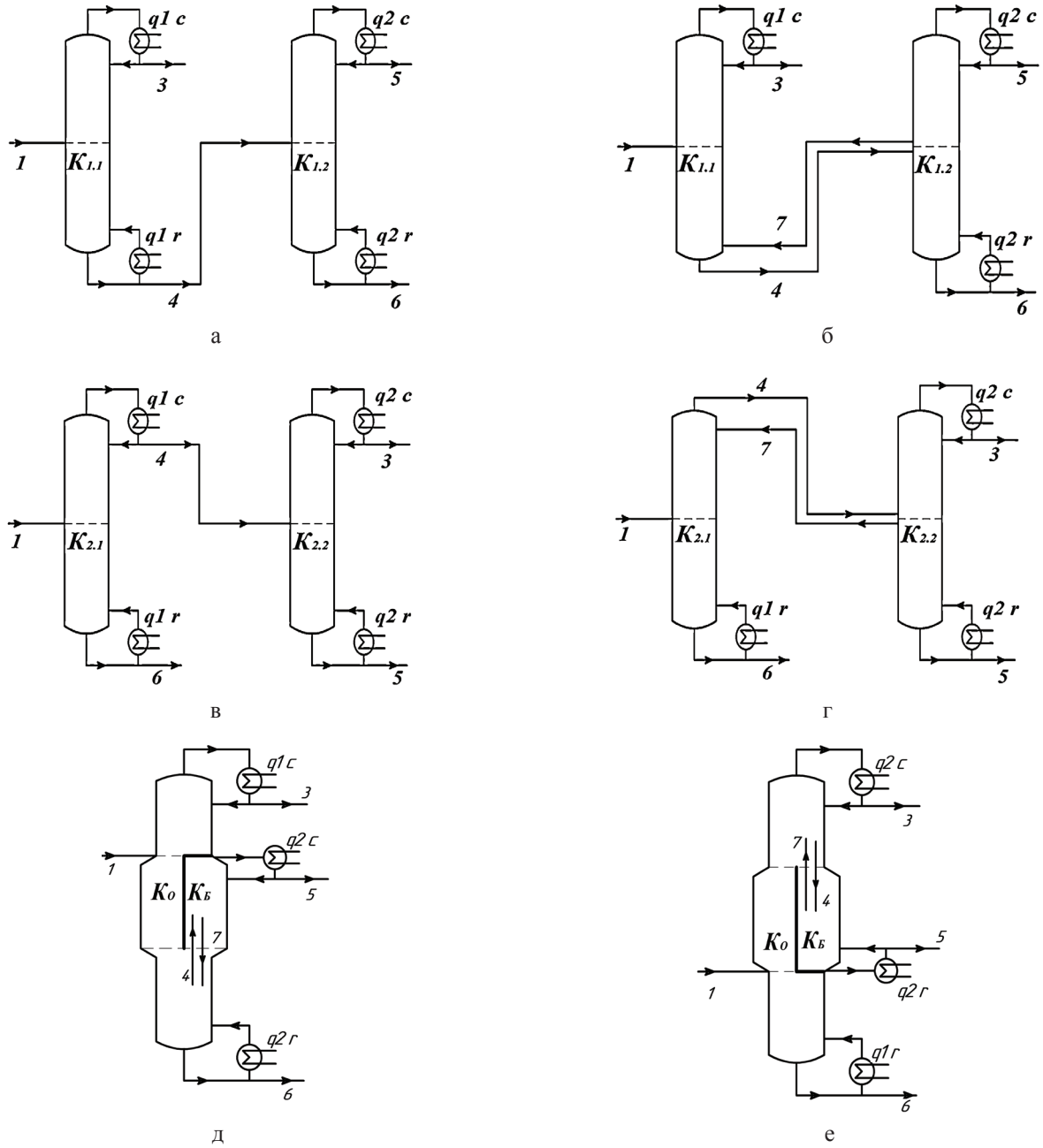

Рис. 1. Схемы из простых колонн, работающие по I ЗР (а) и II ЗР (в); PTCDS на основе I ЗР (б) и II ЗР (г); сложная колонна с перегородкой на основе PTCDS I ЗР (д) и II ЗР (е).

При расчете схем ректификации некоторые рабочие параметры (температура, давление) были выбраны в соответствии с технологическим регламентом. Расчет проводили в проектно-поверочном варианте в программном комплексе Aspen HYSYS®.

В качестве модели описания парожидкостного равновесия выбрано уравнение состояния Peng-Robinson [19]. При расчете схем (рис. 1а, в) конденсаторы колонн заданы как полные, а кипятильники колонн как равновесные. КПД тарелок принят равным 0.6, тарелки пронумерованы сверху вниз. Исходя из данных по режиму работы промышленной установки, заданы: общее число тарелок в каждой из схем N_c=90, а именно: 50 тарелок в депентанизаторах $К_{1.2}$ (рис. 1а, б), $К_{2.1}$ (рис. 1в, г) и 40 в дебутанизаторах – $К_{1.1}$ (рис. 1а, б), $К_{2.2}$ (рис. 1в, г). Температура входного потока задавалась равной 140 °С для всех вариантов схем. Давление в дебутанизаторе при I ЗР

(или в депентанизаторе при II ЗР) принято равным 0.7 МПа, а в дебутанизаторе при II ЗР (или в депентанизаторе при I ЗР) равным 0.5 МПа. При таких давлениях температура дистиллята $К_{1.1}$, $К_{2.1}$ достигает 56 °С, а для $К_{1.2}$, $К_{2.2}$ – около 86 °С (в зависимости от состава продуктов), что позволяет в качестве хладагента использовать оборотную воду предприятия.

Расчет ректификационных колонн проводили в проектно-поверочном варианте при фиксированном числе тарелок. Качество продуктовых потоков задавали следующим образом: для фракции углеводородов $С_4$ – как их суммарное содержание в ней, равное 99.2% масс.; для фракции $С_5$ – как суммарное содержание $С_5$-углеводородов, равное 97.5% масс.; для фракции $С_{6+}$ задавали концентрацию примесей $С_5$-углеводородов, равную 0.1% масс. При этом количество фракции $С_{6+}$ было задано в соответствии с материальным балансом.

Далее была проведена оптимизация вариантов схем разделения из двухотборных колонн (рис. 1а, в). Ниже, в качестве примера, приведена процедура оптимизации схемы разделения смеси состава питания 3 (см. табл. 1), работающей по первому заданному разделению. Параметрами оптимизации являлись номера тарелок подачи питания в колонны. Критерий оптимизации – энергозатраты в кипятильниках колонн. Результаты оптимизации представлены на рис. 2. На рис. 3, 4 приведены соответствующие зависимости тепловых нагрузок конденсаторов колонн.

Видно, что оптимальной тарелкой питания в $К_{1.1}$ является 20-ая тарелка, а для колонны $К_{1.2}$ – 26-ая тарелка.

Далее схемы из простых двухсекционных колонн (рис. 1а, в) были преобразованы в комплексы с частично связанными тепловыми и материальными потокам по алгоритму [20]. В свою очередь, эти комплексы преобразованы в колонны с перегородкой. Таким образом, реализован первый этап репрографического преобразования технологической схемы – синтез альтернативных вариантов организации процесса в колоннах с перегородкой (рис. 1д, е). Для работы DWC и PTCDS требуется обеспечение одинакового давления. Исходя из этого требования, во всех аппаратах принято давление, равное 0.6 МПа. Качество продуктов разделения было задано таким же, как и для схем из простых колонн.

DWC по структуре потоков полностью идентичны PTCDS, поэтому для облегчения расчетов технологических схем использовали их представление в виде отдельных аппаратов, связанных тепловыми и материальными потоками (рис. 1б, г). Для сохранения основных характеристик традиционных схем при репрографии использовали их поэтапное преобразование в DWC/PTCDS. При интеграции по дистилляту полный конденсатор заме-

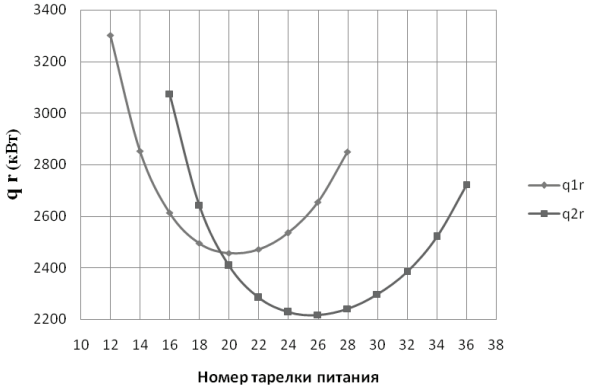

Рис. 2. Зависимость энергетических затрат q_{1r} и q_{2r} в кипятильниках от положения тарелки питания колонн $К_{1.1}$, $К_{1.2}$ соответственно.

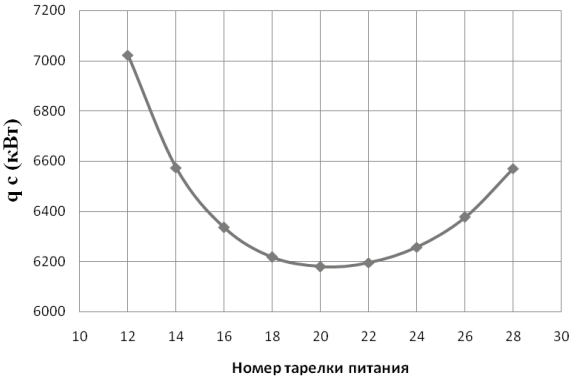

Рис. 3. Зависимость тепловой нагрузки конденсатора колонны $К_{1.1}$ от положения тарелки подачи питания.

Рис. 4. Зависимость тепловой нагрузки конденсатора колонны $К_{1.2}$ от положения тарелки подачи питания.

няли на парциальный. Преобразование схемы обычной ректификации в DWC/PTCDS представлено на примере схемы, работающей по I ЗР (рис. 1а, б), для состава 3. В схему дополнительно вводили обратный поток с тарелки питания колонны $К_{1.2}$ (номер 7 на схеме) в куб колонны $К_{1.1}$. Величину этого потока увеличивали постепенно от нулевого до значения, при котором энергетические затраты в кипятильнике колонны $К_{1.1}$ (q_{1r}) становятся практически равны нулю. Одновременно для соблюдения материального баланса увеличивали величину потока 4. При этом нагрузка на кипятильник колонны $К_{1.2}$ (q_{2r}) увеличивается, однако суммарное энергопотребление кипятильников снижается (рис. 5). Таким образом, было определено количество бокового отбора (номер 7 на схеме) колонны $К_{1.2}$, равное 24160 кг/ч. Переход к комплексам DWC/PTCDS для вариантов схем, работающих по II ЗР, проводили аналогичным образом. Полученные комплексы представлены на рис. 1б, г, соответственно.

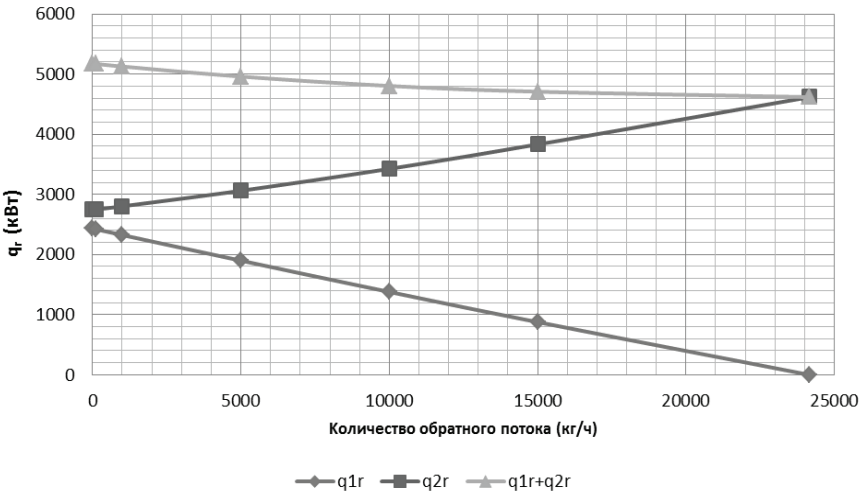

Рис. 5. Зависимости нагрузок на кипятильники q_{1r} и q_{2r} и их суммы от величины рецикла на примере разделения смеси состава 3 по I ЗР.

Затем оптимизацию схем DWC/PTCDS осуществляли по трем параметрам. Переменными оптимизации были: количество обратного потока (с учетом материального баланса), положения тарелок подачи питания в колонны $К_{1.1}$, $К_{2.1}$, а также положения тарелок бокового отбора обратного потока в колоннах $К_{1.2}$, $К_{2.2.}$ Поскольку для всех комплексов PTCDS тарелки отбора потока 7 и подачи потока 4 во вторую колонну совпадают (потоки 7 и 4 на рис.1б, г), то они варьировались одновременно до достижения минимального значения величины критерия оптимизации $Q=\Sigma q_i \rightarrow \min$, где q_i – это тепловая нагрузка на кипятильник i колонны.

Алгоритм оптимизации DWC/PTCDS представлен ниже:

1) задаем целое положительное число N_1, равное числу реальных тарелок;

2) задаем шаг изменения тарелки питания N_F, равный m (целое число);

3) выбираем из N число m_1, близкое к $N_1/2$, для колонны $К_{1.1}(К_{2.1})$;

4) повторяем пункты 1–3 для колонны $К_{1.2}(К_{2.2})$;

5) задаем количество обратного потока 7, равное 0;

6) увеличиваем количество обратного потока 7 до тех пор, пока $|q_i| \leq f$ ($f = 0.1$);

7) задаем $m'_1 = m_1 + d$;

8) задаем $m'_2 = m_2 + d$;

9) повторяем 5–6, получаем k_2;

10) сравниваем результаты, полученные в пунктах 6 и 9: если $k_1 > k_2$, то задаем $m''_1 = m'_1 + d$;

11) повторяем 9–10, получаем k_3: если $k_2>k_3$, то $m'''_1 = m''_1 + d$, а если $k_2 <k_3$, тогда меняем d;

d, k, f – параметры, где:

d – приращение шага;

k – некоторая величина критерия оптимизации;

f – допустимое отклонение тепловых нагрузок от нуля в кипятильнике (конденсаторе).

Результаты приведены в табл. 3.

Тепловые нагрузки на кипятильники и конденсаторы в зависимости от состава питания для всех рассмотренных вариантов схем представлены в табл. 4–7. Поскольку для разных составов питания имеем различную величину потока питания (табл. 2), то для корректного сопоставления схем использовались удельные тепловые нагрузки (кВт/тонна) (рис. 6 и 7).

Сравнение энергетической эффективности DWC/PTCDS с простыми схемами представлено в табл. 8.

Результаты и их обсуждение

Как видно из табл. 8, применение DWC/PTCDS во всех случаях приводит к снижению энергопотребления. Это можно объяснить, рассматривая переход от простой схемы к DWC/PTCDS на примере перерас-

Таблица 3. Оптимальные положения тарелок подачи питания

Вариант разделения	Тарелка подачи питания							
	I ЗР		II ЗР		PTCDS I ЗР		PTCDS II ЗР	
Составы	К1	К2	К1	К2	К1	К2	К1	К2
1	20	24	23	22	21	23	23	22
2	20	21	27	23	20	22	27	24
3	20	26	23	22	19	20	23	22
4	21	24	23	23	20	24	23	23
5	21	24	24	22	22	22	24	22
6	21	24	23	22	21	24	23	22
7	22	26	23	22	22	18	23	22

Таблица 4. Тепловая нагрузка (кВт) на кипятильники и конденсаторы для схем, работающих по I ЗР

Составы	q_{1c}	q_{1r}	q_{2c}	q_{2r}	Q_r	Q_c
1	7636	3074	3096	3016	6112	10732
2	6523	2762	2482	2444	5206	9005
3	6180	2458	2265	2217	4675	8445
4	5737	2173	1913	1876	4049	7650
5	5108	1925	1575	1560	3485	6683
6	4775	1579	1264	1246	2825	6039
7	4165	1263	885	886	2149	5050

Здесь и далее: Q – сумма энергозатрат, c – конденсатор, r – кипятильник

Таблица 5. Тепловая нагрузка (кВт) на кипятильники и конденсаторы для схем, работающих по I ЗР PTCDS

Составы	q_{1c}	q_{1r}	q_{2c}	q_{2r}	Q_r	Q_c
1	7615	0	2142	5216	5216	9757
2	6647	0	1685	4608	4608	8332
3	6285	0	1659	4234	4234	7944
4	5764	0	1249	3463	3463	7013
5	5145	0	1022	3004	3004	6167
6	4779	0	845	2449	2449	5624
7	4272	0	721	2085	2085	4993

Таблица 6. Тепловая нагрузка (кВт) на кипятильники и конденсаторы для схем, работающих по II ЗР

Составы	q_{1c}	q_{1r}	q_{2c}	q_{2r}	Q_r	Q_c
1	7221	2950	3765	3634	6584	10986
2	6178	2739	3415	3285	6024	9593
3	5753	2294	3246	3119	5413	8999
4	5248	1914	3089	2963	4877	8337
5	4632	1667	2846	2724	4391	7478
6	4334	1298	2734	2607	3905	7068
7	3721	963	2523	2391	3354	6244

Таблица 7. Тепловая нагрузка (кВт) на кипятильники и конденсаторы для схем, работающих по II ЗР PTCDS

Составы	q_{1c}	q_{1r}	q_{2c}	q_{2r}	Q_r	Q_c
1	0	2675	8416	1184	3859	8416
2	0	2467	7154	953	3420	7154
3	0	2030	6638	892	2922	6638
4	0	1697	6112	853	2550	6112
5	0	1159	4958	588	1747	4958
6	0	982	4895	709	1691	4895
7	0	859	4288	515	1374	4288

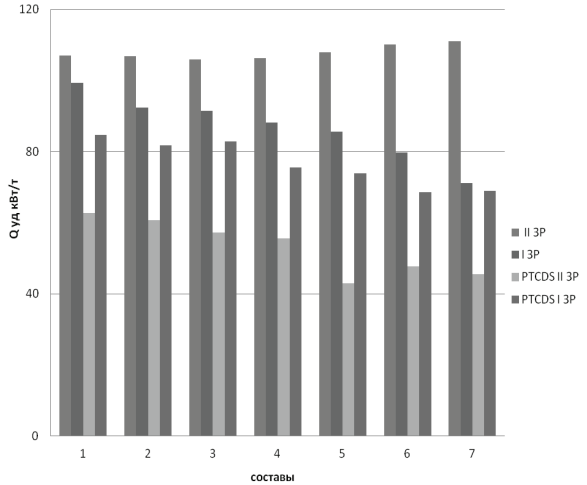

Рис. 6. Удельные энергетические затраты в кипятильниках.

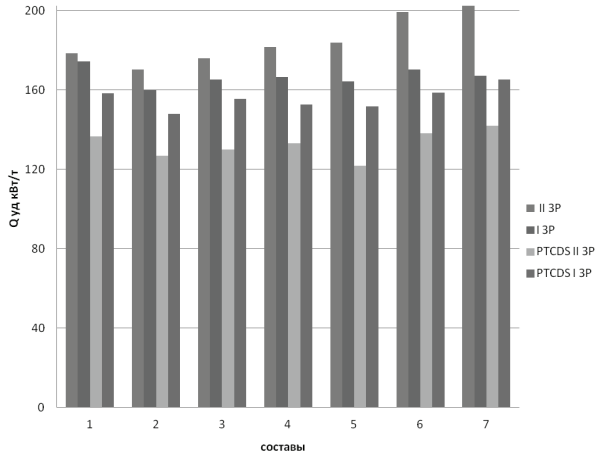

Рис. 7. Удельные тепловые нагрузки в конденсаторах.

пределения паровых потоков в колоннах комплексов для состава 2. В соответствии с процедурой перехода к DWC/PTCDS на первом этапе задавалось значение рециклового потока, равное 0, затем проводили его приращение с шагом 5000 кг/ч. При этом температура в колоннах $К_{1.1}$, $К_{2.1}$ для разных значений рециклового потока мало меняется в зоне от первой до пятой тарелки и от десятой до двадцать пятой. Следует отметить, что в целом температурный профиль по высоте колонны и на тарелке питания практически не изменяется по сравнению с простыми колоннами, что свидетельствует о постоянстве концентрации на этих тарелках (рис. 8). Аналогичная картина наблюдается для профилей по пару и жидкости (рис. 9, 10).

При увеличении рециклового потока в колонне $К_{1.2}$ и $К_{2.2}$ температурный профиль на тарелках с первой по седьмую (рис. 11) практически не изменяется, а начиная с седьмой тарелки и до тарелки питания расхождение увеличивается. Однако ниже тарелки питания расхождение профилей уменьшается, и ближе к кубу они практически полностью накладываются друг на друга, что свидетельствует о неизменности состава кубового продукта. Аналогичная картина наблюдается и для профилей пара и жидкости (рис. 12, 13).

Таблица 8. Тепловые нагрузки DWC/PTCDS относительно простых схем

	PTCDS I ЗР относительно I ЗР		PTCDS II ЗР относительно II ЗР		Q_r (кВт) * Простые схемы	Q_r (кВт) * PTCDS	Снижение энергозатрат, %
Составы	Q_r(%)	Q_c(%)	Q_r(%)	Q_c(%)	6112	3859	36.86
1	14.66	9.08	41.39	23.39	5206	3420	34.31
2	11.49	7.47	43.23	25.42	4675	2922	37.50
3	9.43	5.93	46.02	26.24	4049	2550	37.02
4	14.47	8.33	47.71	26.69	3485	1747	49.87
5	13.80	7.72	60.21	33.70	2825	1691	40.13
6	14.05	6.81	56.69	30.74	2149	1374	36.06
7	2.98	1.13	59.03	31.33	6112	3859	36.86

* для вариантов с наименьшими энергозатратами для соответствующего состава.

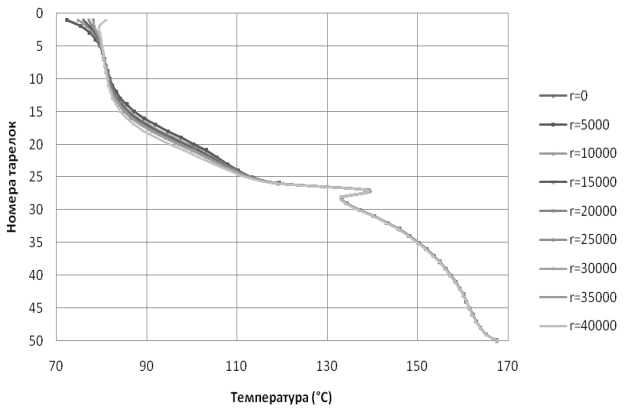

Рис. 8. Распределение температуры по высоте $K_{2.1}$ для состава 2 по второму заданному разделению.

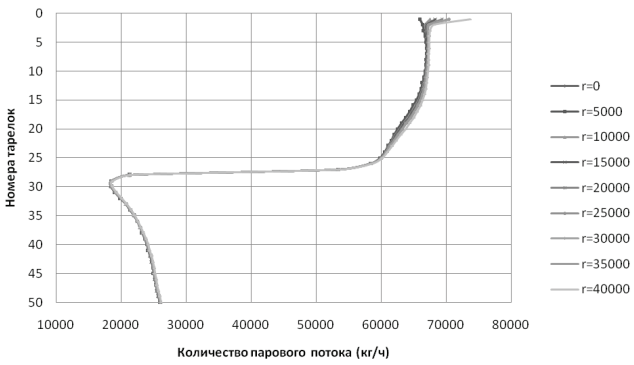

Рис. 9. Распределение температуры по высоте $K_{2.1}$ для состава 2 по второму заданному разделению.

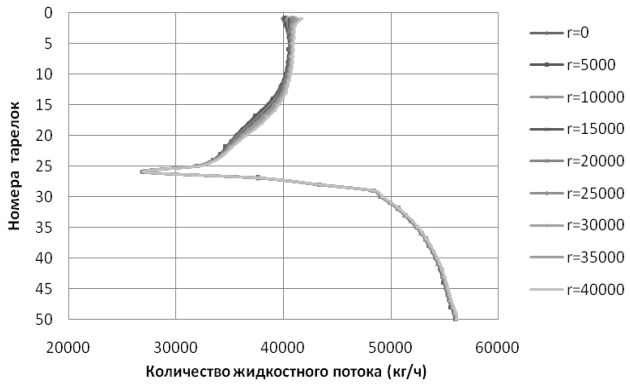

Рис. 10. Распределение жидкостного потока по высоте $K_{2.1}$ для состава 2 по второму заданному разделению.

Скачкообразное изменение профилей распределения температур и потока жидкости по высоте колонны $K_{2.1}$ ($K_{1.1}$) в зоне подачи питания (рис. 8 и 10) обусловлено высоким теплосодержанием входящего потока и, как следствие, внесением избыточного количества теплоты в эту зону, приводящего к испарению дополнительного количества жидкости.

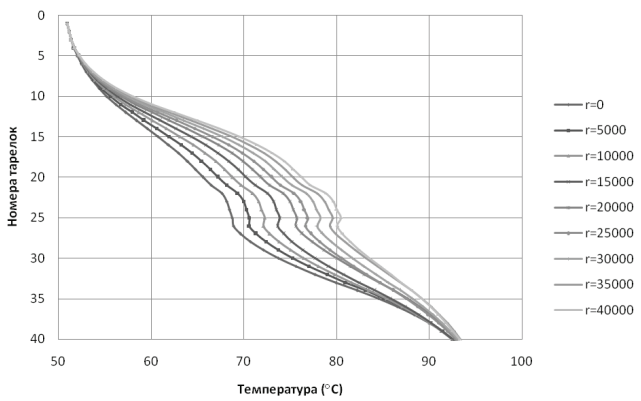

Рис. 11. Распределение температуры по высоте $K_{2.2}$ для состава 2 по второму заданному разделению.

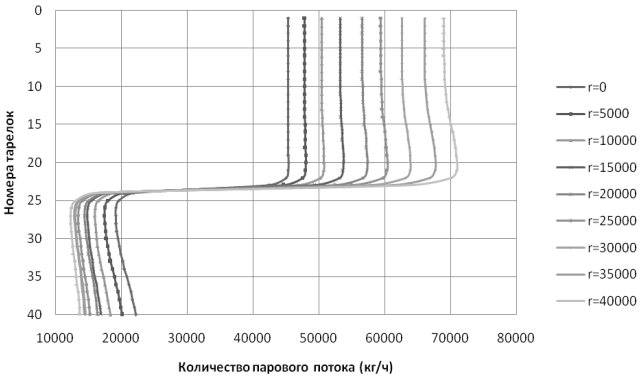

Рис. 12. Распределение парового потока по высоте $K_{2.2}$ для состава 2 по второму заданному разделению.

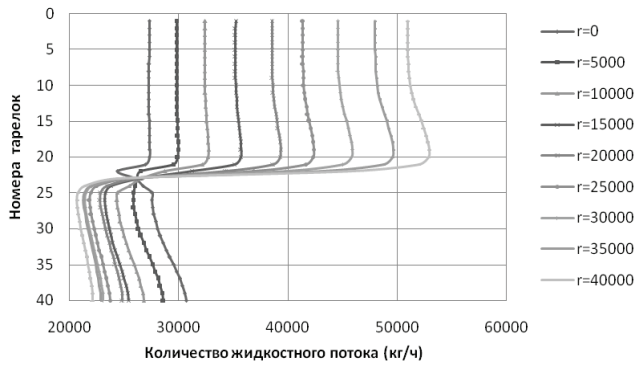

Рис. 13. Распределение жидкостного потока по высоте $K_{2.2}$ для состава 2 по второму заданному разделению.

Выводы

Анализ профилей распределения температур, потоков пара и жидкости по высоте колонны $K_{2.1}$ ($K_{1.1}$) (рис. 8, 9, 10) показывает, что увеличение отбора парового потока из колонны $K_{2.2}$ ($K_{1.2}$) в колонну $K_{2.1}$ ($K_{1.1}$) практически не влияет на эти профили. Однако данный параметр значи-

тельно влияет на профили распределения температуры и потока пара и жидкости по высоте колонны $К_{2.2}$ ($К_{1.2}$). Как видно из рис. 11, при увеличении бокового отбора пара температура в колонне $К_{2.2}$ ($К_{1.2}$), в целом, начинает возрастать, причем наиболее значительное увеличение наблюдается в средней ее части. В свою очередь, из рис. 12 видно, что в укрепляющей части колонны $К_{2.2}$ ($К_{1.2}$) при увеличении бокового отбора паровой поток по высоте аппарата возрастает, а в отгонной части – уменьшается. Аналогичная ситуация наблюдается с распределением потоков жидкости по высоте колонны (рис. 13).

Снижение величины потока пара в отгонной части говорит о снижении паропроизводительности данной секции, а следовательно, о снижении паровой нагрузки на ее кипятильник, что в итоге и приводит к снижению энергетических затрат на разделение.

Практически полное отсутствие изменения температурного, парового и жидкостного профилей в колонне $К_{2.1}$ ($К_{1.1}$) (рис. 8, 9, 10) свидетельствует о том, что при модернизации существующей установки, заключающейся в переходе к DWC/PTCDS, колонны $К_{2.1}$ ($К_{1.1}$) не требуют конструктивных изменений. Однако в колоннах $К_{2.2}$ ($К_{1.2}$) необходимо произвести конструктивные изменения, связанные с увеличением диаметров колонн.

Тем не менее, поскольку использование сложных колонн (DWC/PTCDS) обеспечивает снижение энергозатрат в кипятильниках на 3–60% относительно схем из простых колонн, справедливо сделать вывод о целесообразности модернизации существующих установок разделения продуктов пиролиза.

Исследование выполнено при финансовой поддержке РФФИ в рамках научного проекта № 17-03-00347.

Список литературы:

1. Литвинцев И.Ю. Пиролиз – ключевой процесс нефтехимии // Соросовский образовательный журнал. 1999. № 12. С. 21–28.

2. Meyers R.A. Handbook of petroleum refining processes. New York: McGraw – Hill Companies. 2004. 944 p.

3. Erofeev V.I., Maskaev G.P. Production lower olefins from hydrocarbons. Collaborative process of thermal pyrolysis of wide fraction of light hydrocarbons and straight gasoline // Int. J. Appl. Fund. Res. 2015. V. 9. P. 260–263.

4. Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Buev D. L. Application of graphs of distillation trajectories to synthesis of separation flowsheets // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2004. V. 38. № 2. P. 1–5.

5. Timoshenko A.V., Serafimov L.A. Graphs analysis as a method of systems analysis of structural multiplicity of rectification separation flow sheets // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 1997. V. 31. № 5. P. 480–486.

6. Петлюк Ф.Б., Платонов В.М., Славинский Д.М. Термодинамически оптимальный способ разделения многокомпонентных смесей. // Хим. пром. 1965. № 3. С. 206–211.

7. Hiroya S., Shamsuzzoha M. Process design and control of dividing wall columns // Catalysts in Petroleum. Refining & Petrochemicals KFUPM Dhahran. 2012. P. 48–58.

8. Dejanovića I., Matijaševića L., Olujićb Ž. Dividing wall column application for platformate splitter – A case study // Comp. Aided Chem. Eng. 2010. V. 28. P. 655–660.

9. Lee S.H., Shamsuzzoha M., Han M., Kim Y.H., Lee M. Study of the structural characteristics of a divided wall column using the sloppy distillation arrangement // Korean J. Chem. Eng. 2011. V. 28. № 2. P. 348–356.

References:

1. Litvintsev I.Yu. Pyrolysis – the key process in petroleum chemistry // Sorosovskij obrazovatel`nyi zhurnal (Soros Educational Journal). 1999. № 12. P. 21–28. (in Russ.).

2. Meyers R.A. Handbook of petroleum refining processes. New York: McGraw – Hill Companies. 2004. 944 p.

3. Erofeev V.I., Maskaev G.P. Production lower olefins from hydrocarbons. Collaborative process of thermal pyrolysis of wide fraction of light hydrocarbons and straight gasoline // Int. J. Appl. Fund. Res. 2015. V. 9. P. 260–263.

4. Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Buev D. L. Application of graphs of distillation trajectories to synthesis of separation flowsheets // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2004. V. 38. № 2. P. 1–5.

5. Timoshenko A.V., Serafimov L.A. Graphs analysis as a method of systems analysis of structural multiplicity of rectification separation flow sheets // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 1997. V. 31. № 5. P. 480–486.

6. Petlyuk F.B., Platonov V.M., Slavinskiy D.M. The thermodynamic optimal methods of separation multicomponent mixture // Chim. prom. (Chemical Iindustry). 1965. № 3. P. 206–211. (in Russ.).

7. Hiroya S., Shamsuzzoha M. Process design and control of dividing wall columns // Catalysts in Petroleum. Refining & Petrochemicals KFUPM Dhahran. 2012. P. 48–58.

8. Dejanovića I., Matijaševića L., Olujićb Ž. Dividing wall column application for platformate splitter – A case study // Comp. Aided Chem. Eng. 2010. V. 28. P. 655–660.

9. Lee S.H., Shamsuzzoha M., Han M., Kim Y.H., Lee M. Study of the structural characteristics of a divided wall column using the sloppy distillation arrangement //

10. Vikas K. Sangal, Vineet Kumar, Indra Mani Mishra. Optimization of a divided wall column for the separation of C4–C6 normal paraffin mixture using box – behnken design // Chem. Industry and Chem. Eng. Quarterly. 2013. V. 19. P. 107−119.

11. Michael A.S., Douglas G.S., James M.H., Steven P.R., Mohammed S.S., Dennis E. O`Brien. Reduce costs with dividing– wall columns // Reactions and Separations. 2002. V. 98. № 5. P. 64–71.

12. Aurangzeb Md, Jana A.K. Dividing wall column: Improving thermal efficiency, energy savings and economic performance // Appl. Therm. Eng. 2016. V. 106. P. 1033–1041.

13. José A.C., Ignacio E.G. Optimal synthesis of thermally coupled distillation sequences using a novel MILP approach // Computers and Chem. Eng. 2014. V. 61. P. 118–135.

14. Massimiliano E., Giuseppe T., Ben-Guang R., Daniele D., Ilkka T. Energy saving and capital cost evaluation in distillation column sequences with a divided wall column // Chem. Eng. Res. & Design. 2009.V. 87. P. 1649–1657.

15. Fang J., Zhao H., Qi J., Li C., Qi J., Guo J. Energy conserving effects of dividing wall column. // Chin. J. Chem. Eng. 2015. V. 23. P. 934–940.

16. Olujić Ž., Jödecke M., Shilkin A., Schuch G., Kaibel B. Equipment improvement trends in distillation // Chem. Eng. and Proces.: Process Intensification. 2009. V. 48. № 6. P. 1089–1104.

17. Skvortsova M.I., Timoshenko A.V., Rudakov D.G. Synthesis of partially thermally coupled distillation flowsheets: Zeotropic mixtures // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2011. V. 45. № 1. P. 99–107.

18. Тимошенко А.В., Анохина Е.А., Серафимов Л.А. Синтез технологических схем ректификации с частично и полностью связанными тепловыми и материальными потоками. М.: МИТХТ им. М.В. Ломоносова, 2007. 60 с.

19. Aspen HYSYS Unit Operations Guide V 8.8. Aspen Technology. Inc. Burlington. USA. 2015. 1722 p.

20. Тимошенко А.В., Паткина О.Д., Серафимов Л.А. Синтез технологических схем ректификации, включающих сложные колонны // Хим. технология. 2001. № 6. С. 36–43.

Korean J. Chem. Eng. 2011. V. 28. № 2. P. 348–356.

10. Vikas K. Sangal, Vineet Kumar, Indra Mani Mishra. Optimization of a divided wall column for the separation of C4–C6 normal paraffin mixture using box – behnken design // Chem. Industry and Chem. Eng. Quarterly. 2013. V. 19. P. 107−119.

11. Michael A.S., Douglas G.S., James M.H., Steven P.R., Mohammed S.S., Dennis E. O`Brien. Reduce costs with dividing– wall columns // Reactions and Separations. 2002. V. 98. № 5. P. 64–71.

12. Aurangzeb Md, Jana A.K. Dividing wall column: Improving thermal efficiency, energy savings and economic performance // Appl. Therm. Eng. 2016. V. 106. P. 1033–1041.

13. José A.C., Ignacio E.G. Optimal synthesis of thermally coupled distillation sequences using a novel MILP approach // Computers and Chem. Eng. 2014. V. 61. P. 118–135.

14. Massimiliano E., Giuseppe T., Ben-Guang R., Daniele D., Ilkka T. Energy saving and capital cost evaluation in distillation column sequences with a divided wall column // Chem. Eng. Res. & Design. 2009.V. 87. P. 1649–1657.

15. Fang J., Zhao H., Qi J., Li C., Qi J., Guo J. Energy conserving effects of dividing wall column. // Chin. J. Chem. Eng. 2015. V. 23. P. 934–940.

16. Olujić Ž., Jödecke M., Shilkin A., Schuch G., Kaibel B. Equipment improvement trends in distillation // Chem. Eng. and Proces.: Process Intensification. 2009. V. 48. № 6. P. 1089–1104.

17. Skvortsova M.I., Timoshenko A.V., Rudakov D.G. Synthesis of partially thermally coupled distillation flowsheets: Zeotropic mixtures // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2011. V. 45. № 1. P. 99–107.

18. Timoshenko A.V., Anokhina E.A., Serafimov L.A. Synthesis of partially thermally coupled distillation flowsheets. M.: MITHT, 2007. 60 p. (in Russ.).

19. Aspen HYSYS Unit Operations Guide V 8.8. Aspen Technology. Inc. Burlington. USA. 2015. 1722 p.

20. Timoshenko A.V., Patkina O.D., Serafimov L.A. Synthesis of distillation flowsheets with complex column // Chimicheskaya tekhnologiya (Chemical Technology). 2001. № 6. P. 36–43. (in Russ.).

Об авторах

Кочарян Сережа Оганнесович, аспирант кафедры химии и технологии основного органического синтеза Института тонких химических технологий ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).

Рудаков Данила Григорьевич, кандидат технических наук, ассистент кафедры химии и технологии основного органического синтеза Института тонких химических технологий ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).

Тимошенко Андрей Всеволодович, доктор технических наук, профессор кафедры химии и технологии основного органического синтеза Института тонких химических технологий ФГБОУ ВО «Московский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86).