

## ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИЕ СХЕМЫ ЭКСТРАКТИВНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ ЦИКЛОГЕКСАН – БЕНЗОЛ – ЭТИЛБЕНЗОЛ – *n*-ПРОПИЛБЕНЗОЛ С АНИЛИНОМ В КАЧЕСТВЕ РАЗДЕЛЯЮЩЕГО АГЕНТА.

### II. КОМПЛЕКСЫ С ЧАСТИЧНО СВЯЗАННЫМИ ТЕПЛОВЫМИ И МАТЕРИАЛЬНЫМИ ПОТОКАМИ

*А.В. Макашова, Л.В. Иванова, А.В. Тимошенко*

**Р**ассмотрен процесс экстрактивной ректификации смеси циклогексан-бензол-этилбензол-*n*-пропилбензол в комплексах с частично связанными тепловыми и материальными потоками. Синтезированы возможные работоспособные варианты организации процесса. Каждое из полученных решений подвергнуто параметрической оптимизации по критерию минимальных суммарных затрат энергии в кубах колонн. Получено оптимальное технологическое решение, обеспечивающее снижение энергозатрат на разделение по сравнению с лучшей схемой из двухотборных колонн на 17%.

На предыдущем этапе исследования нами была выявлена технологическая схема ректификации из двухотборных колонн, обладающая минимальным энергопотреблением [1]. В качестве критерия оптимизации использовали минимум суммы затрат тепла в кубах колонн.

Целью данной работы является определение эффективности применения комплексов колонн с частично связанными тепловыми и материальными потоками для экстрактивной ректификации. Известно, что такие решения приводят к значительному снижению энергопотребления при ректификации зетропных [2–8] и азеотропных [9–13] смесей. Для синтеза технологических схем с частично связанными тепловыми и материальными потоками мы использовали алгоритм, основанный на графовых преобразованиях технологических схем ректификации предложенный авторами [14, 15]. Применение данного алгоритма к синтезу схем экстрактивной ректификации, содержащих сложные колонны, подробно описано в работах [16, 17].

Его суть заключается в использовании в качестве прообразов графов схем ректификации из двухотборных колонн, операции над которыми приводят к

графам схем-образов, содержащих сложные колонны с боковыми секциями или боковыми отборами. В данной работе в качестве начальных приближений мы использовали работоспособные технологические схемы, состоящие из простых двухотборных колонн, синтезированные на предыдущем этапе [1]. Напомним, что для системы циклогексан – бензол – этилбензол – *n*-пропилбензол – анилин их 6 (рис. 1). Эти схемы и являются схемами-прообразами, используя которые можно получить новые технологические решения – схемы-образы. По классификации [14, 15] первые относятся к классу схем **II**, вторые обозначим как класс схем **Ψ**. Проведенные ранее исследования показали [18], что применение схем со связанными потоками позволяет снизить энергозатраты на разделение. При этом наблюдается преемственность в величине энергозатрат на разделение при переходе от схем-прообразов к схемам-образам. В проведенном нами ранее исследовании было выявлено, что минимальным энергопотреблением обладает схема 5, следующей по уровню энергопотребления является схема 2 [1]. Поэтому рассмотрим трансформации только схем 2 и 5 (рис. 1), чтобы снизить размерность задачи выбора оптимального варианта разделения.

Представим схемы-прообразы в виде

графов (рис. 2, 4), вершины которых соответствуют сечениям, разделяющим секции, а ребра – потокам пара и жидкости внутри колонны и потоковым связям между колоннами. Проведем преобразования этих графов, используя алгоритм [16, 17] с соблюдением ограничений на операции, определенных в

этих работах:

1. Сохранение в неизменном виде экстрактивной части колонны схемы-прообраза (эта часть на рис. 2, 4 выделена пунктирной линией).

2. Запрет на стягивание по ориентированному ребру, эксплицирующему рецикл экстрактивного агента.

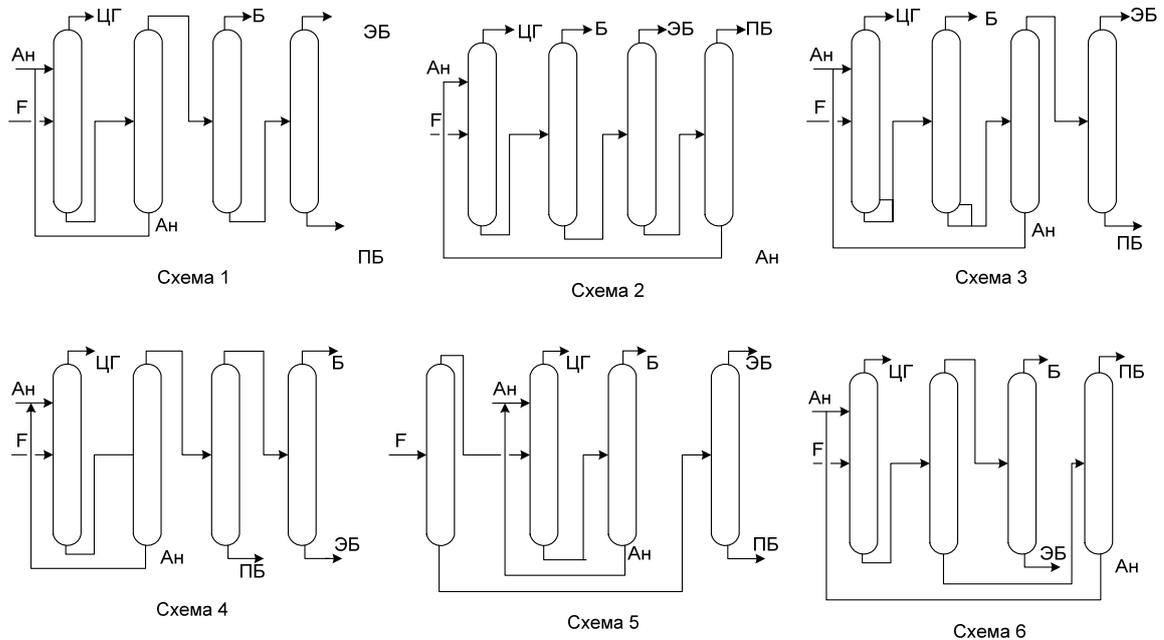


Рис. 1. Работоспособные технологические схемы экстрактивной ректификации смеси циклогексан – бензол – этилбензол – *n*-пропилбензол – анилин [1].

На рис. 2 приведены графы схемы-прообраза 2 и соответствующие схемы-образы 2.1–2.6. Полученные графы имеют двужначные обозначения, первый индекс соответствует схеме-прообразу, из которого они получены, второй – порядковому номеру схемы-образа. Отметим, что для ряда графов-прообразов можно провести трансформацию одновременно по двум ориентированным ребрам и также получить работоспособные схемы. Так, например, были получены схемы с двумя сложными колоннами (схема 2.4) и с одной сложной колонной с двумя (схема 2.5) и тремя (схема 2.6) боковыми секциями (рис. 2). Технологические схемы экстрактивной ректификации, соответствующие графам рис.2, приведены на рис. 3.

На рис. 4 представлены преобразования графа схемы 5. Соответствующие им технологические схемы, содержащие сложные колонны с боковыми секциями,

представлены на рис. 5.

С целью выявления технологической схемы, имеющей минимальные суммарные затраты тепла в кубах колонн, нами была проведена параметрическая оптимизация полученных вариантов разделения. В результате при фиксированных температуре, давлении, составе исходной смеси и качестве продуктовых потоков была определена совокупность параметров (температура, расход и уровень ввода экстрактивного агента, количество и уровень бокового отбора, положение тарелок питания колонн технологической схемы), которые обеспечивают минимальные энергозатраты. Для всех технологических схем, включающих сложные колонны с боковыми секциями, этапы оптимизации идентичны. Поэтому представим полную процедуру нахождения оптимальных параметров только для одной схемы 5.1 (рис. 5).

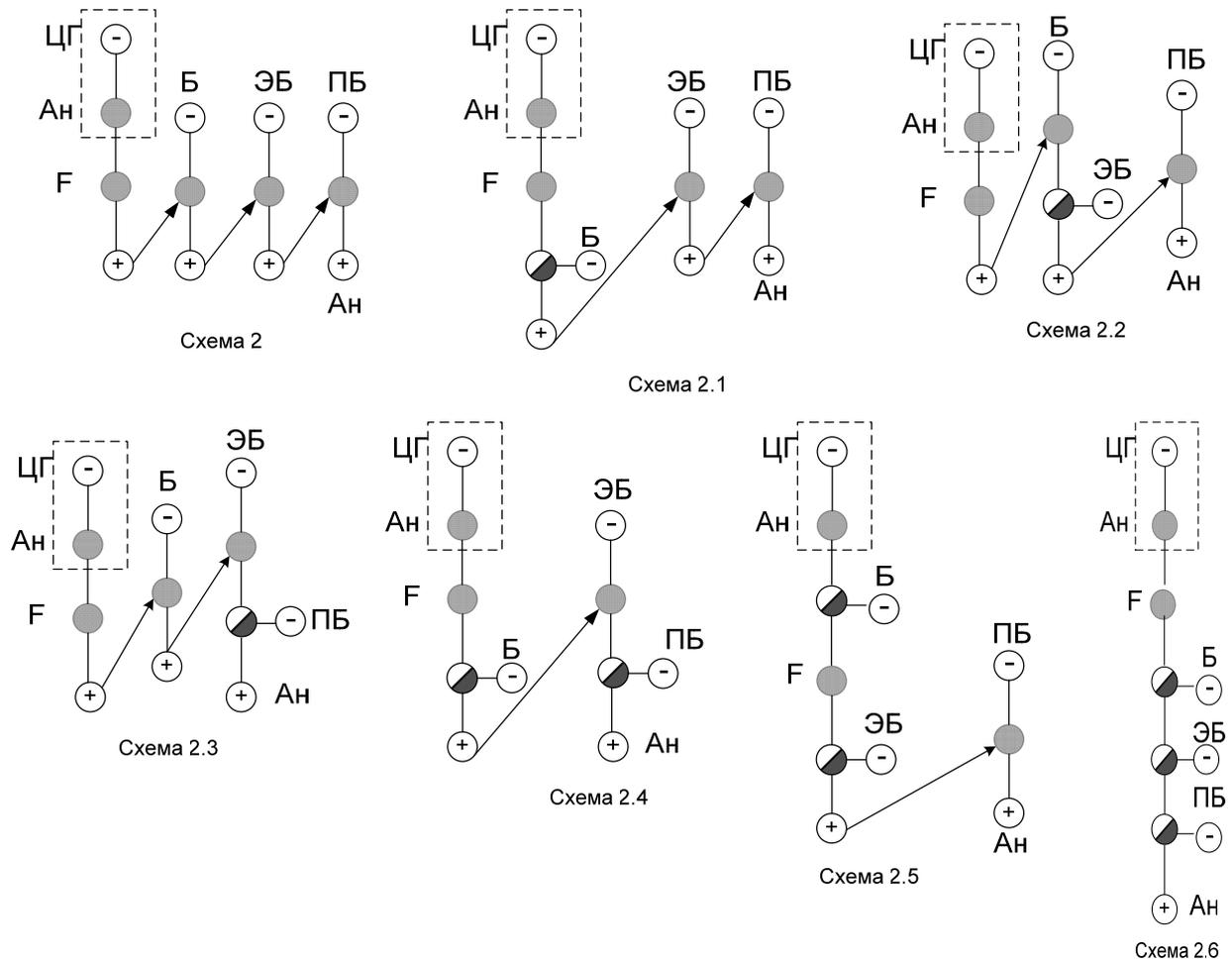


Рис. 2. Трансформации графа схемы 2: +, -- подвод и отвод тепла,  $\bullet$  – вершина, не обладающая свойством входа или выхода,  $\bullet$  – питание.

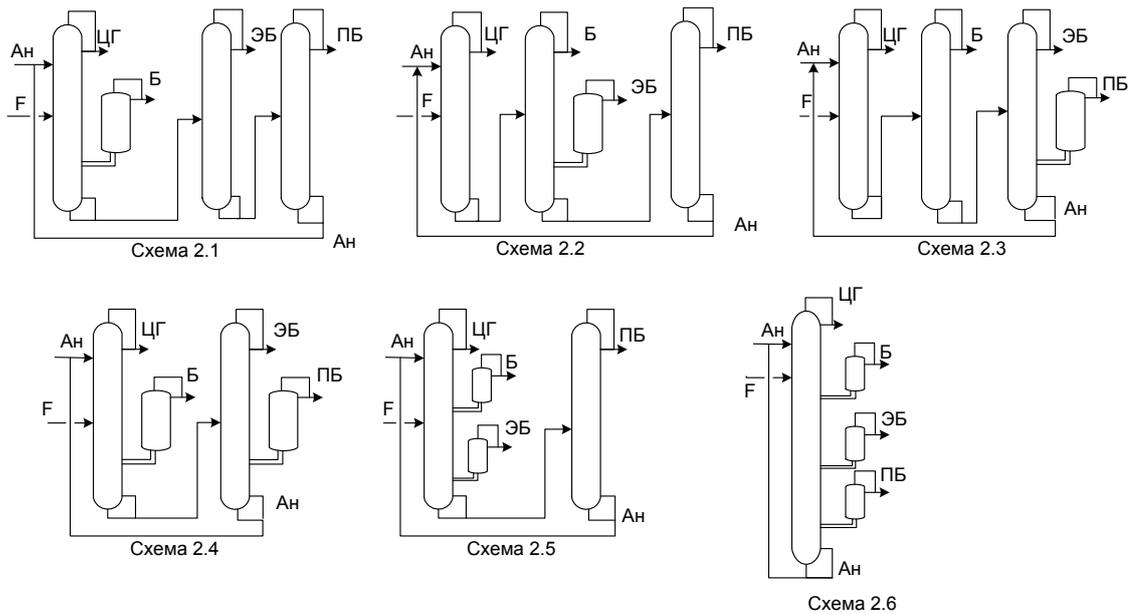


Рис. 3. Технологические схемы класса  $\Psi$  разделения смеси циклогексан – бензол – этилбензол – *n*-пропилбензол – анилин, соответствующие графам на рис. 2.

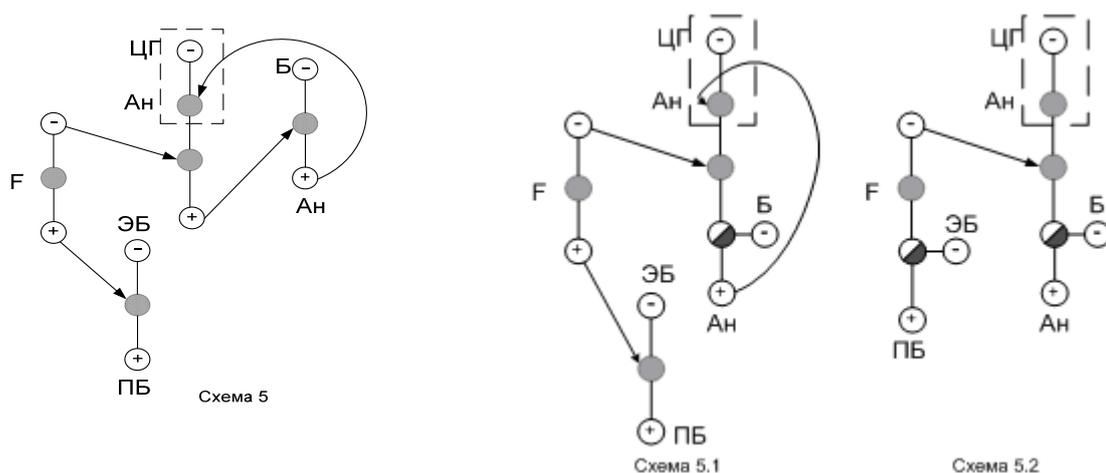


Рис. 4. Преобразования графа технологической схемы 5 (обозначения те же, что на рис. 2).

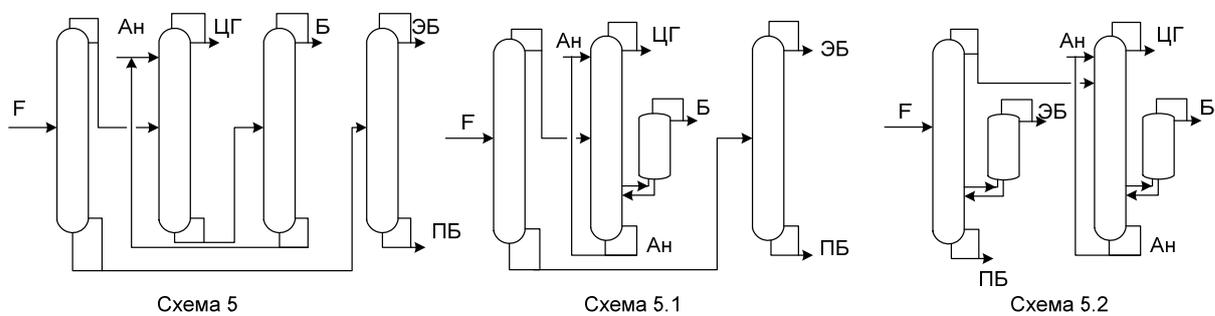


Рис. 5. Технологические схемы класса  $\Psi$  разделения смеси циклогексан – бензол – этилбензол – *n*-пропилбензол – анилин для схемы 5 класса  $\Pi$ .

В первой колонне схемы 5.1 происходит предварительное фракционирование исходной смеси на зеотропную и азеотропную составляющие. Исходная смесь подается в среднюю часть колонны. Кубовый продукт колонны фракционирования – зеотропная составляющая смеси – этилбензол – *n*-пропилбензол далее идет на разделение в простую двухсекционную колонну (этилбензол отбирается в дистилляте, а *n*-пропилбензол – в кубе колонны), а дистиллят колонны фракционирования – азеотропная составляющая – отправляется на разделение в сложную многоотборную колонну.

Азеотропная составляющая подается в среднюю часть, а экстрактивный агент (анилин) – в верхнее сечение сложной колонны. Дистиллятом является практически чистый циклогексан. Ниже точки питания в паровой фазе отбирается поток, который направляют в боковую

укрепляющую секцию, продуктом которой является бензол. Кубовый продукт сложной колонны представляет собой анилин. Практически чистый анилин смешивают с небольшим количеством свежего экстрактивного агента и направляют в сложную колонну.

Все расчеты проводили на 100 кмоль/ч исходной смеси эквимольного состава. Качество продуктовых фракций задавали равным 99% мол., регенерированного анилина – 99.9% мол. Все аппараты технологической схемы работают при давлении 0.03 МПа. Эффективность сложной колонны составляет 32 т.т., боковой секции – 8 т.т., колонны предварительного фракционирования – 20 т.т., простой двухсекционной колонны разделения этилбензола и *n*-пропил-бензола – 20 т.т.

Первоначально было исследовано влияние на энергозатраты температуры подачи экстрактивного агента (ЭА) при

соотношении исходная смесь  $F : \text{ЭА} = 1 : 2$  и количестве отбора в боковую секцию 27 кмоль/ч. При этом для каждого значения температуры разделяющего агента

определили оптимальное положение тарелок подачи в колонну исходной смеси и ЭА и тарелки отбора в боковую секцию. Результаты расчетов приведены в табл. 1.

Таблица 1. Зависимость энергозатрат от температуры подачи в колонну ЭА. Соотношение  $F : \text{ЭА} = 1 : 2$ ; количество отбора в боковую секцию – 27 кмоль/ч.

$T_{\text{ЭА}}, ^\circ\text{C}$	$N_{\text{ЭА}}/N_{\text{F}}/N_{\text{Б0}}$	$R_2$	$R_3$	Тепловые нагрузки, ГДж/ч		
				$Q^2_{\text{конд}}$	$Q^3_{\text{конд}}$	$Q^{\Sigma}_{\text{кип}}$
60	5/11/19	0.350	0.168	-1.078	-0.991	12.736
70	5/12/19	0.683	0.170	-1.343	-0.991	12.703
80	5/12/19	1.070	0.171	-1.651	-0.992	12.686
90	5/11/19	1.497	0.172	-1.991	-0.992	12.677
100	5/12/19	1.958	0.172	-2.359	-0.992	12.671

Видно, что с изменением температуры подачи экстрактивного агента положение оптимальных тарелок питания сложной колонны практически не меняется. Минимум значения критерия оптимизации достигается при  $100^\circ\text{C}$  (рис. 6). Флегмовое число с увеличением  $T_{\text{ЭА}}$  растет. Это связано с тем, что при более высокой температуре возрастает концентрация ЭА в укрепляющей секции колонны, и для получения циклогексана заданного качества требуется возвращать в колонну

большой поток флегмы. В данном случае суммарные энергозатраты растут с уменьшением температуры.

Также мы исследовали влияние на энергозатраты количества отбираемого в боковую секцию потока (БО) при фиксированном соотношении  $F : \text{ЭА} = 1 : 2$  и температуре, тарелках питания и бокового отбора, обеспечивающих минимальные энергозатраты:  $T_{\text{ЭА}} = 100^\circ\text{C}$  и  $N_{\text{ЭА}}/N_{\text{F}}/N_{\text{Б0}} = 5/12/19$ . Результаты расчетов приведены в табл. 2.

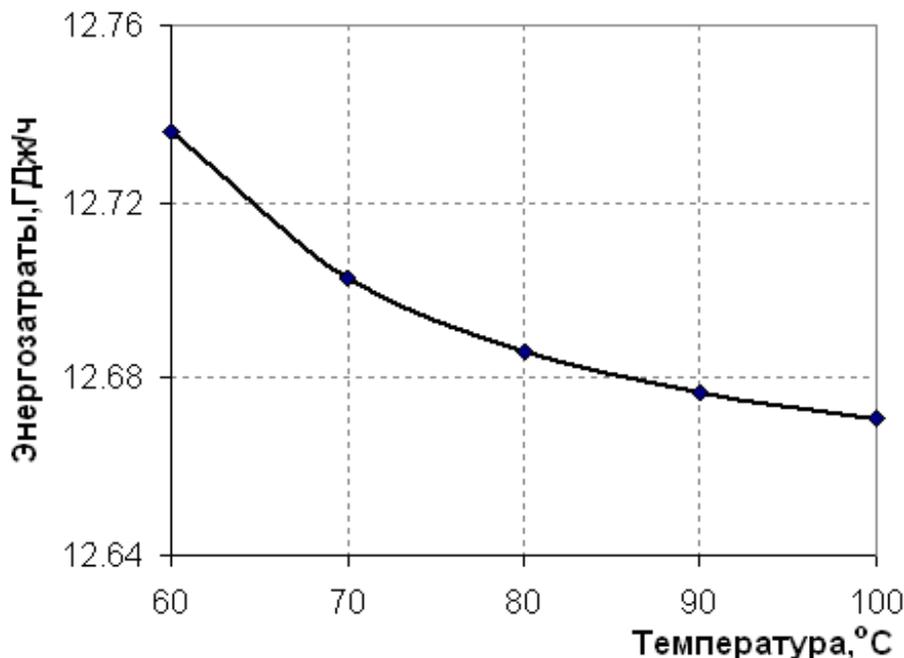


Рис. 6. Изменение энергозатрат в зависимости от температуры подачи ЭА.

Таблица 2. Влияние количества бокового отбора на энергозатраты.  
 $T_{ЭА} = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $N_{ЭА}/N_F/N_{БО} = 5/12/19$ .

Количество БО, кмоль/ч	$R_2$	$R_3$	Тепловые нагрузки, ГДж/ч		
			$Q^2_{\text{конд}}$	$Q^3_{\text{конд}}$	$Q^{\Sigma}_{\text{кип}}$
26	3.975	0.097	-3.965	-0.929	14.215
27	1.958	0.173	-2.359	-0.992	12.672
28	1.105	0.261	-1.669	-1.045	12.036

Видно, что с увеличением количества потока, отбираемого в боковую секцию, энергозатраты в кубе падают и достигают минимального значения при БО = 28 кмоль/ч. С увеличением бокового отбора флегмовое число боковой секции растет, а сложной

колонны – падает. Мы проделали эту процедуру при различных температурах подачи ЭА. При этом для каждой температуры рассматривали несколько наборов  $N_{ЭА}/N_F/N_{БО}$ . Совокупность оптимальных результатов приведена в табл. 3.

Таблица 3. Оптимальное сочетание количества отбираемого в боковую секцию потока и  $N_{ЭА}/N_F/N_{БО}$  для различных температур подачи в колонну ЭА.

$T_{ЭА},\text{ }^{\circ}\text{C}$	$N_{ЭА}/N_F/N_{БО}$	Оптимальное количество БО, кмоль/ч	$R_2$	$R_3$	$Q^{\Sigma}_{\text{кип}},\text{ ГДж/ч}$
70	5/13/20	27	0.684	0.170	12.704
80	5/13/19	28	0.329	0.247	12.145
90	5/13/19	28	0.603	0.255	12.014
100	5/13/19	28	1.065	0.259	12.007

Таблица 4. Зависимость оптимального расхода ЭА от количества потока, отбираемого в боковую секцию.  $T_{ЭА} = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $N_{ЭА}/N_F/N_{БО} = 5/13/19$ .

Количество БО, кмоль/ч	Расход ЭА, кмоль/ч	$R_2$	$R_3$	Тепловые нагрузки, ГДж/ч		
				$Q^2_{\text{конд}}$	$Q^3_{\text{конд}}$	$Q^{\Sigma}_{\text{кип}}$
28	50	1.187	0.169	-1.727	-0.957	10.735
	60	1.106	0.180	-1.663	-0.966	10.765
	70	1.079	0.190	-1.642	-0.974	10.836
	80	1.072	0.200	-1.637	-0.982	10.924
	90	1.073	0.209	-1.638	-0.989	11.017
	100	1.078	0.218	-1.642	-0.996	11.113
	120	1.088	0.234	-1.650	-1.009	11.303
	140	1.091	0.249	-1.653	-1.020	11.487
	160	1.088	0.263	-1.650	-1.031	11.664
	190	1.067	0.279	-1.634	-1.043	11.915
29	50	1.186	0.211	-1.726	-0.991	10.768
	60	1.106	0.222	-1.663	-1.000	10.798
	70	1.079	0.232	-1.642	-1.008	10.870
	80	1.070	0.242	-1.635	-1.016	10.957
	90	1.074	0.251	-1.639	-1.024	11.052
	100	1.077	0.260	-1.641	-1.031	11.147
	120	1.087	0.277	-1.649	-1.044	11.337
	140	1.090	0.294	-1.652	-1.057	11.523
	160	1.087	0.309	-1.649	-1.068	11.701
	190	1.066	0.329	-1.633	-1.083	11.954

Видно, что оптимальным является значение бокового отбора 28 кмоль/ч при температуре подачи экстрактивного агента 100°C и уровнях входящих потоков и бокового отбора 5, 13 и 19 тарелок, соответственно.

На следующем этапе мы исследовали влияние количества БО на величину минимального рабочего расхода ЭА при  $T_{ЭА} = 100^\circ\text{C}$  и  $N_{ЭА}/N_F/N_{БО} = 5/13/19$ . Результаты расчетов представлены в табл. 4.

Для всех исследованных наборов температур и уровней ввода/вывода сложной колонны оптимальным является расход экстрактивного агента 50 кмоль/ч. На следующем этапе мы проделали подобную процедуру для нескольких наборов  $N_{ЭА}/N_F/N_{БО}$  при оптимальном значении бокового отбора, найденном на предыдущем этапе. Оптимальные значения параметров представлены в табл. 5. Видно, что имеется некоторая совокупность условий проведения процесса, которые обеспечивают практически постоянное значение критерия оптимизации при различных сочетаниях температуры экстрактивного агента и флегмовых чисел в колоннах комплекса.

Таким образом, мы провели процедуру оптимизации, в результате которой выявили набор параметров работы сложной колонны, обеспечивающих минимум значения критерия оптимизации. При закрепленных параметрах работы сложной колонны была определена оптимальная тарелка питания в колонне 4 – разделения этилбензола и *n*-пропилбензола. Результаты приведены в табл. 6.

Минимальные энергозатраты технологической схемы достигаются при следующих значения рабочих параметров:

- $T_{ЭА} = 90^\circ\text{C}$
- соотношение  $F : ЭА = 1 : 2$
- $N_{ЭА}/N_F/N_{БО} = 4/13/20$
- количество потока, отбираемого в боковую секцию – 28 кмоль/ч
- флегмовое число в основной колонне – 0.928
- флегмовое число в боковой секции – 0.169

При этом энергозатраты на разделение 100 кмоль/ч исходной смеси составляют 10.666 ГДж/ч, потери экстрактивного агента – 0.143 кмоль/ч на 100 кмоль/ч смеси.

Аналогичная процедура оптимизации была проведена для всех остальных схем-образов 2.1–2.6, 5.2.

Таблица 5. Совокупности оптимальных рабочих параметров сложной колонны с боковой секцией. Количество БО = 28 кмоль/ч.

$N_{ЭА}/N_F/N_{БО}$	$T_{ЭА}, ^\circ\text{C}$	Опт. расход ЭА, кмоль/ч	$R_2$	$R_3$	Тепловые нагрузки, ГДж/ч		
					$Q^1_{\text{конд}}$	$Q^2_{\text{конд}}$	$Q^\Sigma_{\text{кип}}$
4/13/20	60	50	0.674	0.169	-1.323	-0.958	10.668
4/13/20	70	50	0.768	0.169	-1.398	-0.958	10.668
4/13/19	80	50	0.944	0.168	-1.536	-0.957	10.724
4/13/20	90	50	0.982	0.169	-1.566	-0.958	10.668
4/13/20	100	50	1.099	0.169	-1.659	-0.958	10.668

Таблица 6. Определение оптимальных тарелок питания колонны 4.  $N_{ЭА}/N_F/N_{БО} = 4/13/20$ ,  $T_{ЭА} = 90^\circ\text{C}$ , БО = 28 кмоль/ч.

$N_F^4$	$R_4$	Тепловые нагрузки, ГДж/ч	
		$Q^4_{\text{конд}}$	$Q^\Sigma_{\text{кип}}$
6	0.910	-9.733	15.320
7	0.645	-7.173	12.763
8	0.517	-5.938	11.527
9	0.454	-5.334	10.924
10	0.428	-5.088	10.670
11	0.428	-5.080	10.666
12	0.451	-5.032	10.890

**Выводы**

Нами рассмотрено разделение четырехкомпонентной азеотропной смеси бензол – циклогексан – этилбензол – *n*-пропилбензол. Используя алгоритмы синтеза комплексов с частично связанными тепловыми и материальными потоками, нами были предложены схемы экстрактивной ректификации, относящиеся к разным классам: схемы из двухотборных колонн и схемы, содержащие сложные колонны с боковыми секциями. Далее для каждой из синтезированных схем разделения по критерию минимальных энергозатрат

была проведена параметрическая оптимизация.

В результате для всех вариантов разделения был выявлен набор рабочих параметров (температура, расход и уровень ввода экстрактивного агента, положение тарелок питания всех колонн, количество и уровень бокового отбора), при которых энергопотребление каждой схемы минимально. Это, в свою очередь, дало возможность корректно сравнивать энергозатраты схем разделения с целью выявления наименее энергоемкой. В табл. 7 представлены результаты параметрической оптимизации.

Таблица 7. Результаты параметрической оптимизации схем экстрактивной ректификации смеси циклогексан – бензол – этилбензол – *n*-пропилбензол с ЭА анилином.

№ схемы	Q, ГДж/ч	Расход ЭА, кмоль/ч	T <sub>ЭА</sub> , °С	БО, кмоль/ч N <sub>БО</sub> *	Номера оптимальных тарелок питания колонн
					N <sub>ЭА</sub> / N <sub>F</sub> <sup>i</sup> **
1	29.30	70	100	-	N <sub>1</sub> = 4/11; N <sub>2</sub> = 11; N <sub>3</sub> = 7; N <sub>4</sub> = 6
2	18.60	55	80	-	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 11; N <sub>3</sub> = 10; N <sub>4</sub> = 9
2.1	18.09	55	80	32/21	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 11; N <sub>3</sub> = 10; N <sub>4</sub> = 9
2.2	16.68	55	80	93/15	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 7; N <sub>3</sub> = 11; N <sub>4</sub> = 9
2.3	16.44	55	80	102/20	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 11; N <sub>3</sub> = 9; N <sub>4</sub> = 7
2.4	14.21	55	80	32/22 100/20	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 11; N <sub>3</sub> = 10; N <sub>4</sub> = 9
2.6	12.49	55	90	20;28;39	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 11; N <sub>3</sub> = 10; N <sub>4</sub> = 9
3	26.46	70	100	-	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 9; N <sub>3</sub> = 11; N <sub>4</sub> = 9
4	28.37	65	90	-	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 12; N <sub>3</sub> = 12; N <sub>4</sub> = 12
5	10.66	45	100	-	N <sub>1</sub> = 13; N <sub>2</sub> = 4/13; N <sub>3</sub> = 8; N <sub>4</sub> = 11
5.1	10.66	50	90	28/20	N <sub>1</sub> = 13; N <sub>2</sub> = 4/13; N <sub>3</sub> = 8; N <sub>4</sub> = 11
5.2	8.82	45	100	69/15 28/20	N <sub>1</sub> = 8; N <sub>2</sub> = 11; N <sub>3</sub> = 4/13; N <sub>4</sub> = 8
6	20.06	55	90	-	N <sub>1</sub> = 3/11; N <sub>2</sub> = 11; N <sub>3</sub> = 12; N <sub>4</sub> = 9

\* через дробь указано количество и уровень бокового отбора.

\*\* через дробь указаны уровни ввода экстрактивного агента и питания, для боковых секций указано общее число теоретических тарелок.

Видно, что именно образ схемы 5.2 обладает минимальным значением критерия оптимизации. Это достаточно хорошо согласуется с общими подходами к синтезу схем с высокой термодинамической эффективностью [2, 6, 7, 11]. В частности, схема 5.2 характеризуется минимальным по

сравнению с остальными вариантами суммарным числом кипятильников и дефлегматоров, что позволяет избежать ряда необратимых процессов смешения и повысить термодинамическую эффективность процесса.

Таким образом, максимальное возможное объединение секций исходного

ректификационного комплекса в один сложный аппарат позволяет значительно снизить затраты тепла на разделение (более 17%). Такая же ситуация наблюдается и в том случае, если мы подвергаем трансформации другую схему-образ, например, № 2. При этом максимальное снижение энергозатрат также достигается при максимально возможной трансформации (схема 2.6). Экономия энергоресурсов достигает 32.8%.

В целом, можно сделать вывод, что

- применение сложных колонн с боковыми секциями при экстрактивной ректификации позволяет значительно снизить энергозатраты на разделение многокомпонентной азеотропной смеси;
- наблюдается преемственность в уровне энергозатрат между исходными схемами и их образами;
- энергозатраты на разделение снижаются тем больше, чем выше степень трансформации исходной схемы (большее число секций исходной схемы объединено в одну сложную колонну).

### ЛИТЕРАТУРА:

1. Макашова, А. В. Энергосберегающие схемы экстрактивной ректификации смеси циклогексан – бензол – этилбензол - *n*-пропилбензол с анилином качестве разделяющего агента. I - комплексы из двухотборных колонн / А. В. Макашова, Л. В. Иванова, А. В. Тимошенко // Вестник МИТХТ. – 2006. – Т. 1, № 3. – С. 30–37.
2. Тимошенко, А. В. Энергосберегающая ректификация многокомпонентных смесей в сложных колоннах с боковыми отборами / А. В. Тимошенко, Е. А. Анохина // Хим. промышленность. – 2002. – № 5. – С. 1–4.
3. Платонов, В. М. Разделение многокомпонентных смесей / В. М. Платонов, Б. Г. Берго. – М. : Химия, 1965. – 368 с.
4. Платонов, В. М. О термодинамической эффективности ректификационных установок со стриппинг-секциями / В. М. Платонов, Ф. Б. Петлюк, И. Б. Жванецкий // Химия и технология топлив и масел. – 1971. – № 3. – С. 32–39.
5. Деменков, В. Н. Схемы фракционирования смесей в сложных колоннах / В. Н. Деменков // Химия и технология топлив и масел. – 1997. – № 2. – С. 6–8.
6. Тимошенко, А. В. Синтез оптимальных схем ректификации, состоящих из колонн с различным числом секций / А. В. Тимошенко, О. Д. Паткина, Л. А. Серафимов // Теор. основы хим. технол. – 2001. – Т. 35, № 5. – С. 485–491.
7. Тимошенко, А. В. Оптимальные по энергозатратам схемы ректификации смесей бензола и алкилбензолов / А. В. Тимошенко, В. С. Тимофеев, О. Д. Паткина // Хим. промышленность. – 1998. – № 4. – С. 41–44.
8. Петлюк, Ф. Б. Многокомпонентная ректификация, теория и расчет / Ф. Б. Петлюк, Л. А. Серафимов – М. : Химия, 1983. – 304 с.
9. Анохина, Е. А. Разделение бинарных азеотропных смесей методом экстрактивной ректификации в сложной колонне с боковой секцией / Е. А. Анохина, А. В. Тимошенко // Научно-технические химические технологии-2002: – докл. VIII Междунар. научно-технич. конф., Уфа, 2002. – Уфа, 2002. – С. 28–30.
10. Анохина, Е. А. Разработка схем экстрактивной ректификации азеотропных смесей, включающих сложные колонны с боковой секцией / Е. А. Анохина, А. В. Тимошенко // Участие молодых ученых, инженеров и педагогов в разработке и реализации инновационных технологий: Научные доклады. – М., 2003. – С. 91–93.
11. Иванова, Л. В. Комплексы экстрактивной ректификации, включающие сложные колонны с частично связанными потоками / Л. В. Иванова, Е. А. Анохина, А. В. Тимошенко // Научно-технические химические технологии: докл. X Междунар. научной конф., Волгоград, 2004. – Волгоград, 2004. – С. 102–105.

12. Анохина, Е. А. Разработка энергосберегающих схем экстрактивной ректификации трехкомпонентных азеотропных смесей, включающих сложные колонны с боковыми секциями / Е. А. Анохина, А. В. Тимошенко // Научно-технические химические технологии : докл. X Междунар. научной конф., Волгоград, 2004. – Волгоград, 2004. – С. 106–108.

13. Пат. 2207896 РФ, МКИ Способ разделения смеси ацетон-хлороформ азеотропного состава экстрактивной ректификацией / А. В. Тимошенко, Е. А. Анохина, В. С. Тимофеев. – заявлено 21.03.2002; опубл. 10.07.2003, Бюл. № 19.

14. Тимошенко, А. В. Синтез оптимальных схем ректификации, состоящих из колонн с различным числом секций / А. В. Тимошенко, О. Д. Паткина, Л. А. Серафимов // Теор. основы хим. технологии. – 2001. – Т. 35, № 5. – С. 485–491.

15. Тимошенко, А. В. Стратегия синтеза множества схем необратимой ректификации азеотропных смесей / А. В. Тимошенко, Л. А. Серафимов // Теор. основы хим. технол. – 2001. – Т. 35, № 5. – С. 603–609.

16. Анохина, Е. А. Разработка энергосберегающих технологий экстрактивной ректификации, включающих сложные колонны с боковой секцией: дис... канд. техн. наук : 05.17.04 / Анохина Елена Анатольевна. – М., 2004. – 317 с.

17. Тимошенко, А. В. Комплексы экстрактивной ректификации, включающие сложные колонны с частично связанными тепловыми и материальными потоками / А. В. Тимошенко, Е. А. Анохина, Л. В. Иванова // Теор. основы хим. технол. – 2005. – Т. 39, № 5. – С. 491–498.

18. Иванова, Л. В. Разработка термодинамически эффективных схем ректификации многокомпонентных промышленных смесей : дис... канд. техн. наук : 05.17.04 / Иванова Людмила Викторовна. – М., 2005. – 166 с.