

КРИТЕРИЙ ВЫБОРА ПОТЕНЦИАЛЬНЫХ РАЗДЕЛЯЮЩИХ АГЕНТОВ ЭКСТРАКТИВНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

В. М. Раева, старший научный сотрудник, А.Ю. Сазонова, студент,

А. Ю. Себякин, студент, Д.Ю. Кудрявцева, студент

кафедра Химии и технологии основного органического синтеза

МИТХТ им. М. В. Ломоносова

e-mail: raevalentina@yandex.ru

Рассмотрен критерий формирования множества потенциальных разделяющих агентов для экстрактивной ректификации бинарных азеотропных смесей с положительными азеотропами. Criterion of formation of possible entrainers set for extractive distillation process of binary mixtures containing minimum boiling azeotrope has been developed.

Ключевые слова: разделяющий агент, экстрактивная ректификация, избыточная энергия Гиббса, относительная летучесть, селективность, диметилсульфоксид, этиленгликоль

Key words: entrainer, extractive distillation, excess Gibbs energy, relative volatility, selectivity, dimethyl sulfoxide, ethylene glycol.

Выбор разделяющего агента для экстрактивной ректификации в технологиях основного органического и нефтехимического синтеза, а также смежных отраслей, является самостоятельной поливариантной задачей, решение которой позволяет на 10-15% снизить энергозатраты на разделение. Классические подходы к выбору разделяющих агентов (РА) хорошо известны [1–3]. Определенные трудности возникают на этапе формирования множества потенциальных разделяющих агентов, для которых на следующем этапе должна проводиться оценка их влияния на относительную летучесть компонентов разделяемой бинарной смеси.

Ранее на примере азеотропной смеси циклогексан–бензол [4] показана возможность формирования множества потенциальных разделяющих агентов экстрактивной ректификации на основе максимальной разности значений избыточной энергии Гиббса $\Delta(\Delta g^E)$ в бинарных составляющих исходный компонент–РА. Совместный анализ концентрационных зависимостей избыточной энергии Гиббса Δg^E в бинарных смесях исходный компонент–РА при 298.15 К и диаграмм изолиний относительной летучести систем циклогексан–бензол–РА при атмосферном давлении позволил сформулировать количественный критерий: потенциально эффективным является разделяющий агент, для которого $\Delta(\Delta g^E)$ превышает 1000 Дж/моль. Обоснованность такого подхода была подтверждена расчетами процесса экстрактивной ректификации.

Наличие количественной связи между $\Delta(\Delta g^E)$ и значениями относительной летучести компонентов разделяемой смеси в присутствии потенциального РА может быть подтверждено и данными других исследователей. Например, в качестве экстрактивных агентов для разделения смеси 1-пентанол–циклогексанон рассмотрены вещества, выбор которых обусловлен физико-

химическими свойствами и молекулярной структурой веществ, способных к образованию водородных связей [5]. Наиболее перспективным по анализу изолиний относительной летучести при атмосферном давлении авторами признан этиленгликоль. По экспериментальным данным [5] нами рассчитаны значения избыточной энергии Гиббса для бинарных составляющих всех исследованных экстрактивных систем (табл. 1). Корректный анализ величин $\Delta(\Delta g^E)$ возможен только для близких значений температур, поэтому определить точное значение $\Delta(\Delta g^E)$ для этиленгликоля не удалось. Однако очевидно, что при его использовании разность значений избыточной энергии Гиббса в смесях исходный компонент – РА максимальна.

Настоящая работа посвящена проверке сформулированного критерия на примере различных экстрактивных систем. Объектами исследования выбраны бинарные смеси с гомогенными положительными азеотропами:

ацетон–метанол,
тетрагидрофуран–вода,
тетрагидрофуран–метанол,
метилэтилкетон–метанол,
метилэтилкетон–этанол.

Характеристики разделяемых смесей представлены в табл. 2. Азеотропные параметры приведены в [6–8], принадлежность исходных бинарных смесей различным классам определена по экспериментальным данным. Используемая нами классификация подробно описана в работах [9–12].

В качестве потенциальных РА для всех азеотропных смесей рассмотрены этиленгликоль и диметилсульфоксид, использующиеся в промышленности в качестве экстрактивных агентов. Наиболее полно необходимая для анализа экспериментальная информация представлена в литературе для систем ацетон–метанол–РА, что позволило дополнительно рассмотреть для нее и другие разделяющие агенты.

Таблица 1. Избыточная энергия Гиббса бинарных составляющих систем 1-пентанол (1) – циклогексанон (2) – разделяющий агент (РА) при 760 мм рт.ст.

Разделяющий агент	Бинарная система 1–РА			Бинарная система 2–РА			Величина $\Delta(\Delta g^E)$
	$x_{РА}$	T	Δg^E	$x_{РА}$	T	Δg^E	
1	2	3	4	5	6	7	8
2-Метоксиэтанол	0.4518	403.95	-42	0.45*	404.15	440	-482
2-Бutoксиэтанол	0.3120	441.25	-115	0.3145	435.85	367	-482
Анилин	0.55*	416.75	917	0.55	426.65	1276	359
Этиленгликоль	0.5005	420.45	1143	0.5166	441.85	483	—
Ацетофенон	0.499	420.45	563	0.5*	442.15	353	—

Примечание: * интерполяция данных.

Таблица 2. Характеристики разделяемых смесей при атмосферном давлении.

Бинарная смесь (1)–(2)	Класс раствора	T, К	Ист.	Азеотропные данные	
				T	x_1
1	2	3	4	5	6
Ацетон – метанол	Iб	293.15	[7, 13]	328.45	0.770
Тетрагидрофуран – вода	II–III	298.15	[8, 14]	337.07	0.825
Тетрагидрофуран – метанол	II	298.15 313.15	[15] [8]	332.64	0.512
Метилэтилкетон – метанол	$\Delta h^E > 0$	298.15, 308.15	[16]	337.04	0.173
Метилэтилкетон – этанол	I	328.15	[8, 13]	346.47	0.503

Распространено мнение, что различия в характере межмолекулярных взаимодействий в бинарных смесях, входящих в экстрактивную систему, являются причиной эффективности разделяющего агента в экстрактивной ректификации [1, 17–19]. Обсудим возможные отклонения бинарных составляющих трехкомпонентных экстрактивных систем от идеального поведения (табл. 3). Максимальные качественные различия зависимостей $\Delta g^E(x)$, а именно:

неодинаковый характер отклонения всех бинарных смесей экстрактивной системы от идеального поведения, наблюдаются в случаях № 1-6 (табл. 3). Большее число вариантов соответствует случаю, когда две бинарные составляющие проявляют одинаковые отклонения от идеального поведения (№ 7-20). В частности, для экстрактивных систем циклогексан–бензол–РА нами ранее были рассмотрены варианты № 15, 16 и 21 [4].

Таблица 3. Возможные отклонения от идеального поведения бинарных составляющих трехкомпонентных систем 1 – 2 – РА.

№	1 – 2	1 – РА	2 – РА	№	1 – 2	1 – РА	2 – РА
1	2	3	4	5	6	7	8
1	$\Delta g^E = 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E < 0$	14	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E = 0$
2	$\Delta g^E = 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E > 0$	15	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E > 0$
3	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E = 0$	16	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E < 0$
4	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E = 0$	17	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E > 0$
5	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E = 0$	$\Delta g^E < 0$	18	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$
6	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E = 0$	$\Delta g^E > 0$	19	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E < 0$
7	$\Delta g^E = 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$	20	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E < 0$
8	$\Delta g^E = 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E < 0$	21	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$
9	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E = 0$	$\Delta g^E > 0$	22	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E < 0$
10	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E = 0$	$\Delta g^E < 0$	23	$\Delta g^E < 0, > 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$
11	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E = 0$	24	$\Delta g^E < 0, > 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E < 0$
12	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E = 0$	25	$\Delta g^E < 0, > 0$	$\Delta g^E < 0$	$\Delta g^E < 0$
13	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E > 0$	$\Delta g^E = 0$				

Смеси исходный компонент–РА со знакопеременными зависимостями избыточной энергии Гиббса не включены в табл. 3. Как показывает анализ данных парожидкостного равновесия, бинарные системы с такими концент-

рационными зависимостями ($\Delta g^E(x) < 0, > 0$), как правило, характеризуются величинами $\alpha_{ij} \rightarrow 1$ и, следовательно, неблагоприятны для регенерации разделяющего агента.

Рассматриваемые нами потенциальные РА

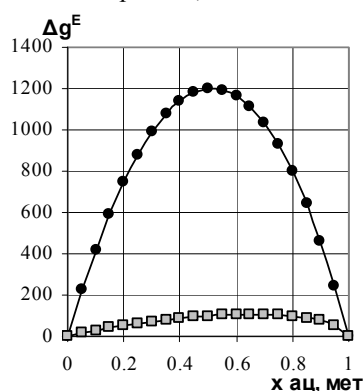
являются тяжелокипящими веществами, образуют с компонентами исследуемых смесей растворы разных классов, экстрактивные системы

отличаются одной или несколькими характеристиками (табл. 4).

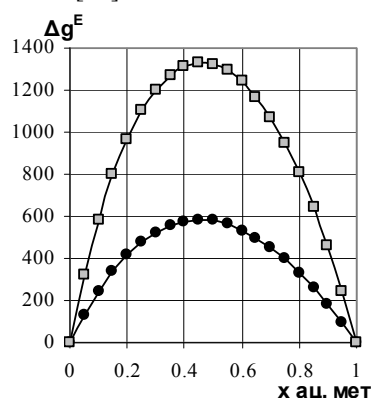
Таблица 4. Характеристики экстрактивных систем при 760 мм рт.ст.

РА	1 – РА	T, K	2 – РА	T, K	[Ист.]	№ (табл. 1)	СДПЖР*
1	2	3	4	5	6	7	8
Ацетон (1) – метанол (2)							
Вода	II–III	298.15	III	298.15	[7, 13, 20, 21]	21	3.1.0-1a
Этиленгликоль	–	–	$\Delta h^E > 0$	298.15	[13]	21	3.1.0-1a
Анилин	$\Delta g^E < 0$	277.35, 313.15	II–III	298.15	[22, 23]	15	3.1.0-1a
	III–IVб	350.81				–	
	$\Delta g^E > 0$	386.87				21	
Бензол	II	298.15	II–Ia	308.15	[7, 13]	21	3.2.0-2b
Тетрахлорметан	II	318.15	III–II–Ia	308.15	[7, 13, 16, 24, 25]	21	3.3.1-2
Тетрагидрофуран (1) – вода (2)							
Этиленгликоль	–	–	IV	298.15	[21]	16	3.1.0-1a
Тетрагидрофуран (1) – метанол (2)							
Этиленгликоль	–	–	$\Delta h^E > 0$	298.15	[13]	21	3.1.0-1a
Метилэтилкетон (1) – метанол (2)							
ДМСО	VI	298.15	III*	298.15	[26-28]	15	3.1.0-1a
Метилэтилкетон (1) – этанол (2)							
ДМСО	VI	298.15	Ia, II*	298.15	[26-28]	15	3.1.0-1a

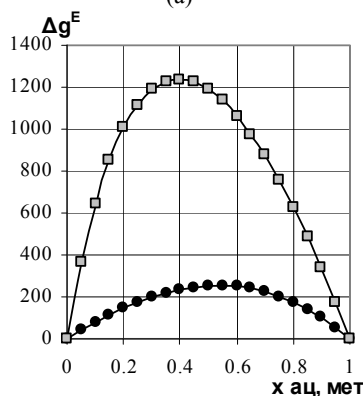
Примечания: * прогноз; обозначения класса СДПЖР приведены в [29].



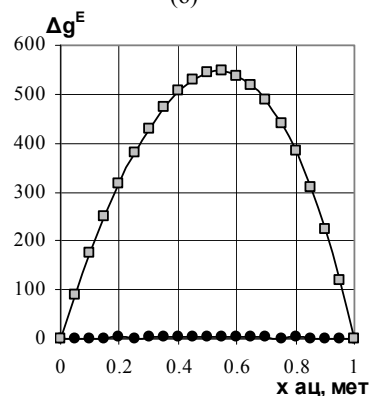
(а)



(б)



(в)



(г)

Рис. 1. Избыточная энергия Гиббса Δg^E (Дж/моль) бинарных составляющих экстрактивных систем ацетон (1) – метанол (2) – разделяющий агент при 298.15 К:

а) этиленгликоль; б) тетрахлорметан; в) бензол; г) анилин.

● ● ● 1 – РА ■ ■ ■ 2 – РА

Здесь и далее x – концентрация базового компонента, м. д.

Согласно сформулированному ранее критерию, вещество можно рассматривать в качестве

потенциально эффективного разделяющего агента в экстрактивной ректификации, если максимальная

разность значений избыточной энергии Гиббса $\Delta(\Delta g^E)$ для бинарных составляющих исходный компонент–РА превышает 1000 Дж/моль [4]. Для корректного сравнения для всех бинарных смесей расчетом были получены концентрационные зависимости $\Delta g^E(x)$ при фиксированной температуре 298.15 К и диаграммы изолиний относительных летучестей разделяемых компонентов при атмосферном давлении (рис. 1-4).

В расчетах использовали уравнение NRTL.

Выбор температуры 298.15 К обусловлен тем, что обычно именно в таких условиях проводят предварительную оценку селективности потенциального РА для экстрактивной ректификации и жидкостной экстракции по данным о коэффициентах активности компонентов исходной смеси при их бесконечном разбавлении разделяющим агентом: $S'_{ij} = \gamma_i^\infty / \gamma_j^\infty$.

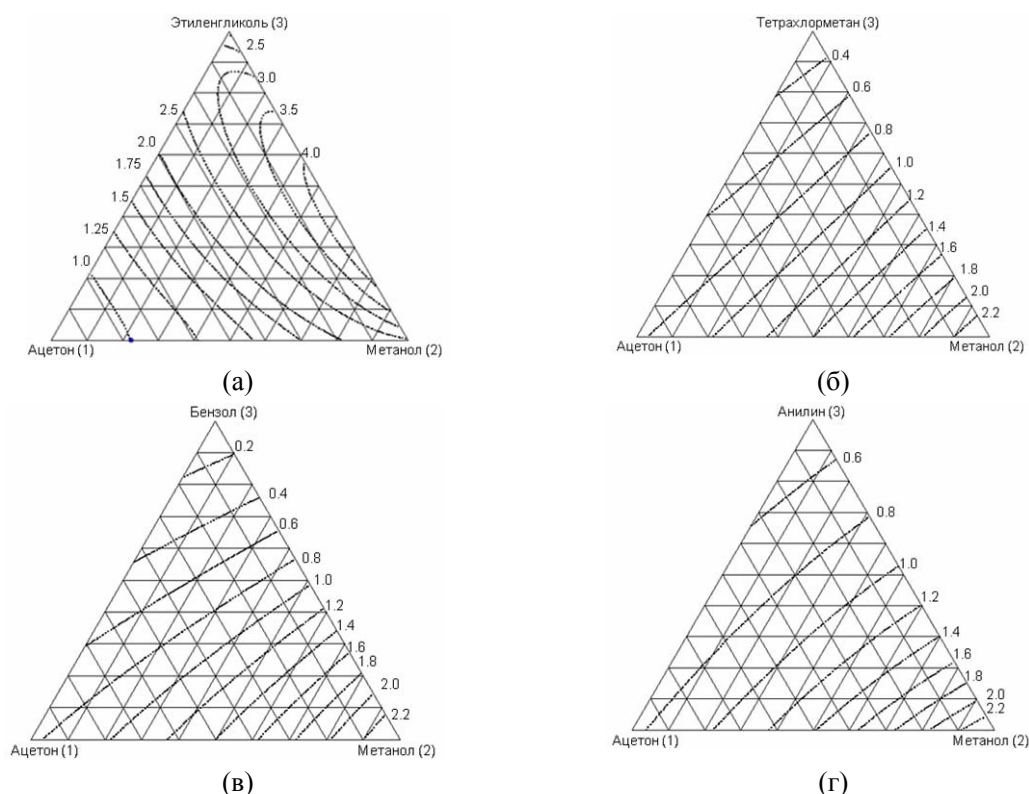


Рис. 2. Диаграммы изолиний относительной летучести α_{12} системы ацетон – метанол – разделяющий агент при 760 мм рт.ст.: а) этиленгликоль; б) тетрагидрометан; в) бензол; г) анилин.

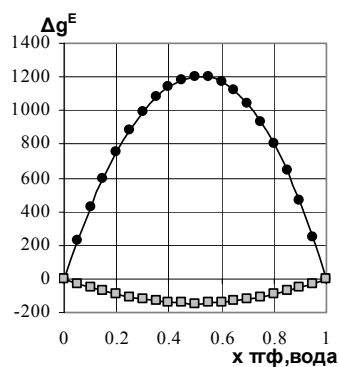
Совместный анализ полученных данных показывает, что в экстрактивных системах ацетон–метанол–РА максимальная разность $\Delta(\Delta g^E) > 1000$ Дж/моль наблюдается при эквимолярном (или близком к нему) составе при использовании этиленгликоля, тетрагидрометана и бензола (рис. 1а-в, 2а-в). И для азеотропного состава при определенных расходах РА реализуются значения относительной летучести $\alpha_{12} > 2$, которым соответствуют значения селективности разделяющего агента $S > 2$:

$$S = \frac{\alpha_{ij}^{РА}}{\alpha_{ij}}, \quad (1)$$

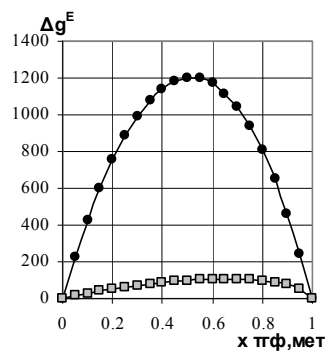
Анилин не удовлетворяет обсуждаемому критерию: $\Delta(\Delta g^E) < 1000$ Дж/моль (рис. 1г, 2г). При введении бензола или тетрагидрометана в

дистиллате колонны экстрактивной ректификации ожидается концентрирование метанола, при использовании этиленгликоля – ацетона (рис. 2б, в). Бензол и тетрагидрометан в дальнейшем рассматривать не будем, т.к. их введение в систему приводит к образованию бинарных азеотропов метанол–РА (табл. 3), что затруднит дальнейшую регенерацию разделяющего агента.

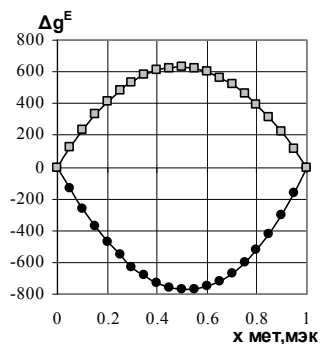
Этиленгликоль должен быть эффективным агентом для разделения азеотропных смесей тетрагидрофуран–вода и тетрагидрофуран–метанол (рис. 3 а,б; 4 а,б), а ДМСО – для смеси метилэтилкетон – этанол и метилэтилкетон – метанол (рис. 3в,г; 4 в,г). При использовании этиленгликоля в дистилатных потоках колонн экстрактивной ректификации ожидается концентрирование тетрагидрофурана, при использовании диметилсульфоксида–метилэтилкетона.



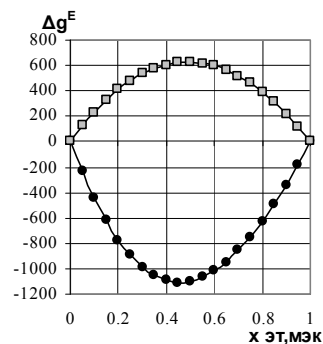
(а)



(б)



(в)

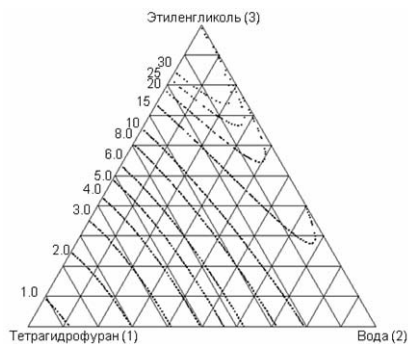


(г)

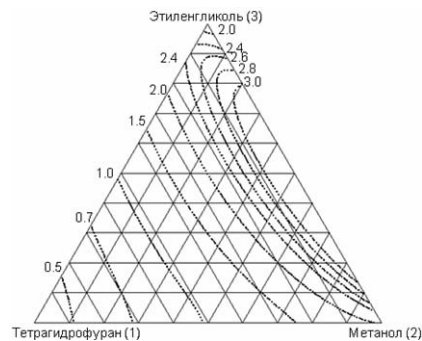
Рис. 3. Избыточная энергия Гиббса (Дж/моль) бинарных растворов исходный компонент–РА экстрактивных систем при 298.15 К: а) тетрагидрофуран (1) – вода (2) – этиленгликоль; б) тетрагидрофуран (1)– метанол (2) – этиленгликоль; в) метанол (1) – метилэтилкетон (2) – диметилсульфоксид; г) этанол (1)– метилэтилкетон (2)– диметилсульфоксид.

● ● ● 1 – РА

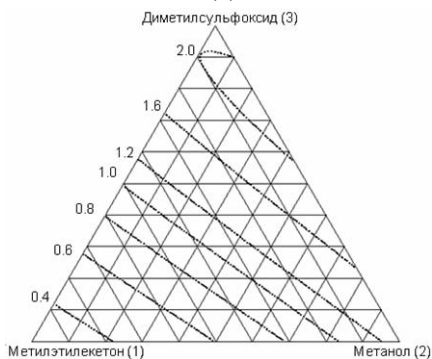
■ ■ ■ 2 – РА



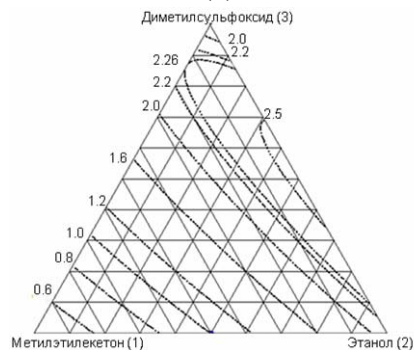
(а)



(б)



(в)



(г)

Рис. 4. Диаграммы изолиний α_{12} при 760 мм рт.ст. экстрактивных систем: а) тетрагидрофуран–вода–этиленгликоль; б) тетрагидрофуран–метанол–этиленгликоль; в) метанол–метилэтилкетон–диметилсульфоксид; г) этанол–метилэтилкетон–диметилсульфоксид.

Обоснованность выбора РА должна быть подтверждена результатами процесса экстрактивной ректификации. Для всех систем проведены расчеты с выбранными разделяющими агентами с использованием программного обеспечения кафедры Химии и технологии основного органического синтеза МИТХТ им. М.В. Ломоносова. В качестве модельного выбрано уравнение NRTL, удовлетворительно описывающее фазовые равновесия бинарных и трехкомпонентных систем. Паровая фаза принята идеальной, тарелки теоретические, давление атмосферное. В ходе расчетного эксперимента варьировали при прочих закрепленных параметрах: эффективность колонны N , уровни ввода питания F и РА ($N_{РА}/N_F$), соотношение количеств потоков разделяющего агента и исходной смеси $РА:F_0$ (кмоль/кмоль), флегмовые числа R .

Исследование процесса экстрактивной ректификации не было целью данной работы, однако представленные в табл. 5 и 6 данные позволяют оценить влияние различных факторов на результаты разделения.

В табл. 5 (составы I-III) и 6 (составы I, II) приведены параметры колонн экстрактивной ректификации, обеспечивающие получение продуктов товарного качества при разделении смесей эквимольного или близкого к нему состава, для которых наблюдаются максимальные значения $\Delta(\Delta g^E)$. Для системы метилэтилкетон–этанол–диметилсульфоксид дополнительно рассмотрено разделение смесей неэквимольных составов (табл. 6, составы III, IV), при которых разность значений избыточной энергии Гиббса в бинарных составляющих исходный компонент–ДМСО не является максимальной (рис. 3г).

Результаты расчетов подтвердили обоснованность выбора разделяющих агентов с использованием критерия, согласно которому максимальное значение разности значений избыточной энергии Гиббса в бинарных составляющих исходный компонент–РА $\Delta(\Delta g^E) > 1000$ Дж/моль обеспечивает необходимый экстрактивный эффект при разделении смесей любого состава.

Таблица 5. Результаты расчета экстрактивной ректификации бинарных азеотропных смесей с этиленгликолем (РА).

РА:F ₀	α ₁₂ (S)	N	N _{РА} /N _F	R	Дистиллат				Куб						
					x ₁	x ₂	x _{РА}	T	x ₁	x ₂	x _{РА}	T			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13			
I. Исходная смесь тетрагидрофуран (1) – вода (2): x ₁ = 0.512, x ₂ = 0.488															
0.25:1	4.57 (1.48)	35	5/27	0.4	0.9980	0.0018	0.0002	339.03	0.0014	0.6600	0.3386	383.54			
					0.9988	0.0004	0.0008	339.1	0.0006	0.4937	0.5057	393.41			
0.5:1	5.97 (1.94)	25	4/20	0.3	0.9988	0.0004	0.0008	339.1	0.0006	0.4937	0.5057	393.41			
					35	5/27	0.6	0.9997	0	0.0003	339.1	0.0002	0.4939	0.5059	393.8
0.75:1	7.14 (2.32)	25	4/20	0.5	0.9992	0	0.0008	339.11	0.0003	0.3942	0.6055	400.61			
					30	5/25	0.7	0.9997	0	0.0003	339.1	0.0001	0.3942	0.6057	400.82
					35	5/27	0.6	0.9997	0	0.0003	339.1	0.0001	0.3942	0.6057	400.82
					40	7/32	0.5	0.9999	0	0.0001	339.1	0	0.3942	0.6058	400.92
					II. Исходная смесь ацетон (1) – метанол (2): x ₁ = 0.50, x ₂ = 0.50										
1.5:1	3.38 (2.36)	35	3/12	2.5	0.9975	0.0023	0.0002	329.295	0.0006	0.2494	0.7500	373.92			
					2	0.9969	0.0031	0	329.29	0.0008	0.2492	0.7500	373.88		
					2.5	0.9986	0.0014	0	329.3	0.0004	0.2496	0.7500	374		
2:1	3.65 (2.55)	40	7/29	1.5	0.9946	0.0054	0	329.27	0.0011	0.1989	0.8000	380.48			
					1.75	0.9979	0.0021	0	329.29	0.0004	0.1996	0.8000	380.73		
					1.9	0.9986	0.0014	0	329.3	0.0003	0.1997	0.8000	380.79		
III. Исходная смесь тетрагидрофуран (1) – метанол (2): x ₁ = 0.50, x ₂ = 0.50															
2.5:1	2.52 (2.50)	45	5/30	0.3	0.9910	0.0085	0.0005	338.7	0.0015	0.1652	0.8333	386.02			
					0.4	0.9911	0.0085	0.0004	338.7	0.0015	0.1652	0.8333	386.02		
					0.5	0.9909	0.0087	0.0004	338.7	0.0015	0.1652	0.8333	386.02		
3:1	2.59 (2.56)	50	5/40	0.75	0.9952	0.0045	0.0003	338.89	0.0008	0.1659	0.8333	386.27			
					45	5/30	0.2	0.9954	0.0041	0.0005	338.91	0.0007	0.1423	0.8570	391.17
					50	5/40	0.25	0.9977	0.0018	0.0005	339.02	0.0003	0.1426	0.8571	391.30

Примечание: здесь и далее селективность S рассчитана по формуле (1).

Таблица 6. Результаты расчета экстрактивной ректификации бинарных азеотропных смесей с диметилсульфоксидом (РА).

PA:F ₀	α_{12} (S)	N	N _{PA} /N _F	R	Дистиллат				Куб			
					x ₁	x ₂	x _{PA}	T	x ₁	x ₂	x _{PA}	T
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
I. Исходная смесь метилэтилкетон (1) – метанол (2): x ₁ = 0.50, x ₂ = 0.50												
4:1	1.92 (1.17)	45	3/33	2	0.9926	0.0049	0.0025	351.97	0.0004	0.1106	0.8890	420.78
		50	4/37	1.25	0.9961	0.0036	0.0003	352.01	0.0004	0.1107	0.8889	420.93
				1.5	0.9967	0.0031	0.0002	352.05	0.0004	0.1106	0.8890	420.94
				2	0.9959	0.0039	0.0002	352.00	0.0004	0.1106	0.8890	420.93
4.5:1	1.94 (1.18)	40	4/29	1.1	0.9940	0.0057	0.0003	351.85	0.0006	0.0994	0.9000	423.95
				1.3	0.9942	0.0055	0.0003	351.86	0.0006	0.0995	0.8999	423.96
				2	0.9937	0.0061	0.0002	351.81	0.0006	0.0994	0.9000	423.95
				1.3	0.9948	0.0016	0.0036	352.26	0.0005	0.0998	0.8996	423.88
		45	3/33	1.5	0.9950	0.0017	0.0033	352.24	0.0005	0.0997	0.8998	423.89
				2	0.9950	0.0024	0.0026	352.18	0.0005	0.0997	0.8998	423.91
				1.3	0.9948	0.0016	0.0036	352.26	0.0005	0.0998	0.8996	423.88
				1.5	0.9950	0.0017	0.0033	352.24	0.0005	0.0997	0.8998	423.89
II. Исходная смесь метилэтилкетон (1) – этанол (2): x ^{Az} ₁ = 0.503, x ^{Az} ₂ = 0.497												
1.5:1	2.14 (2.14)	35	5/25	2	0.9861	0.0139	0	351.78	0.0035	0.2454	0.7511	400.97
		40	5/29	2.2	0.9909	0.0091	0	351.95	0.0023	0.2466	0.7511	401.16
		45	4/34	2.2	0.9950	0.0049	0.0001	352.10	0.0013	0.2476	0.7511	401.31
2:1	2.23 (2.23)	35	5/25	1.5	0.9958	0.0042	0	352.12	0.0008	0.1982	0.8010	408.60
				2	0.9961	0.0039	0	352.13	0.0008	0.1983	0.8009	408.61
		40	5/29	1.9	0.9983	0.0017	0	352.21	0.0004	0.1987	0.8009	408.69
				2	0.9982	0.0018	0	352.21	0.0004	0.1987	0.8009	408.68
				2.2	0.9981	0.0019	0	352.21	0.0004	0.1987	0.8009	408.68
				2.2	0.9981	0.0019	0	352.21	0.0004	0.1987	0.8009	408.68
III. Исходная смесь метилэтилкетон (1) – этанол (2): x ₁ = 0.25, x ₂ = 0.75												
1.5:1	1.90 (1.3)	35	4/27	1.5	0.9733	0.0266	0.0001	351.36	0.0114	0.1315	0.8571	416.21
		40	4/31	1.4	0.9769	0.0230	0.0001	351.48	0.0099	0.1330	0.8571	416.53
		45	4/34	1.6	0.9806	0.0193	0.0001	351.60	0.0083	0.1346	0.8571	416.87
2:1	2.05 (1.4)	35	4/27	1.5	0.9918	0.0080	0.00014	351.99	0.0027	0.1084	0.8889	424.82
				2	0.9902	0.0097	0.0001	351.93	0.0033	0.1079	0.8889	424.69
		40	4/31	1.2	0.9940	0.0058	0.0002	352.07	0.0020	0.1092	0.8889	425.00
				1.3	0.9944	0.0054	0.0002	352.08	0.0019	0.1093	0.8889	425.03
				2	0.9932	0.0067	0.0001	352.04	0.0023	0.1089	0.8889	424.94
				2	0.9932	0.0067	0.0001	352.04	0.0023	0.1089	0.8889	424.94
IV. Исходная смесь метилэтилкетон (1) – этанол (2): x ₁ = 0.75, x ₂ = 0.25												
1.5:1	2.36 (3.47)	35	3/23	3.5	0.9959	0.0026	0.0015	352.23	0.0005	0.3330	0.6665	391.39
		40	3/27	3.5	0.9976	0.0009	0.0015	352.29	0.0003	0.3332	0.6665	391.42
		45	3/31	3.5	0.9982	0.0003	0.0015	352.31	0.0002	0.3333	0.6665	391.42
2:1	2.39 (3.51)	35	3/23	3.1	0.9976	0.0006	0.0019	352.31	0.0002	0.2727	0.7271	398.37
				3.5	0.9977	0.0006	0.0017	352.31	0.0002	0.2727	0.7271	398.38
		40	3/27	2.5	0.9977	0.0001	0.0022	352.34	0.0002	0.2727	0.7271	398.37
				3	0.9980	0.0001	0.0019	352.33	0.0002	0.2727	0.7271	398.38
				3.5	0.9982	0.0001	0.0017	352.32	0.0002	0.2727	0.7271	398.38
				3.5	0.9982	0.0001	0.0017	352.32	0.0002	0.2727	0.7271	398.38

ЛИТЕРАТУРА:

1. Коган В.Б. Азеотропная и экстрактивная ректификация. – Л.: Химия, 1971. 439 с.
2. Гайле А.А., Сомов В.Е., Варшавский О.М., Семёнов Л.В. Сульфолан. – СПб: Химиздат, 1998. 143 с.
3. Биттрих Г.Й., Гайле А.А., Лемпе Д. Разделение углеводов с использованием селективных растворителей. – Л.: Химия, 1987. 224 с.
4. Раева В.М., Себякин А.Ю., Сазонова А.Ю., Фролова А.К. Выбор потенциальных разделяющих агентов для экстрактивной ректификации смеси циклогексан – бензол // Вестник МИТХТ. 2011. Т. 6. № 1. С. 43–53.
5. Мюльхи Е.П., Христенко М.С., Андрюхова М.В. Выбор экстрактивного разделяющего агента для бинарной смеси 1-пентанол – циклогексанон // Журн. прикладной химии. 2006. Т. 79. № 7. С. 1086–1092.
6. Огородников С.К., Лестева Т.М., Коган В.Б. Справочник по азеотропии. – Л.: Химия, 1971. 848 с.

7. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром: справочное пособие. – М.-Л.: Наука, 1966. 1440 с.
8. Людмирская Г.С., Барсукова Т.Ф., Богомольный А.М. Равновесие жидкость – пар: справочник. – Л.: Химия, 1987. 336 с.
9. Серафимов Л.А., Фролкова А.К. Общие закономерности и классификация бинарных жидких растворов в терминах избыточных термодинамических функций. Методические указания. – М.: АО Росвузнаука, 1992. 40 с.
10. Серафимов Л.А., Фролкова А.К., Раева В.М. Термодинамический анализ полного пространства избыточных функций смешения бинарных растворов // Теорет. основы хим. технологии. 1996. Т. 30. № 6. С. 611–617.
11. Раева В.М., Фролкова А.К. Концентрационные зависимости избыточных молярных теплоемкостей бинарных растворов // Вестник МИТХТ. 2009. Т. 4. № 4. С. 31–39.
12. Фролкова А.К., Раева В.М., Серафимов Л.А. Классификация бинарных жидких растворов в терминах избыточных термодинамических функций: Учебно-методическое пособие. – М.: МИТХТ, 2010. 36 с.
13. Белоусов В.П., Морачевский А.Г. Теплоты смешения жидкостей: справочник. – Л.: Химия, 1970. 320 с.
14. Browarzik D. Continuous thermodynamics of binary associating system // Fluid Phase Equil. 2007. V. 254. № 1-2. P. 174–187.
15. Gonzales J.A., Mozo I., García I., De La Fuente, Cobos J.C., Durov V.A. Thermodynamics of 1-alkanol + cyclic ether mixtures // Fluid Phase Equil. 2006. V. 245. № 2. P. 168–184.
16. Белоусов В.П., Морачевский А.Г., Панов М.Ю. Тепловые свойства растворов неэлектролитов: справочник. – Л.: Химия, 1981. 264 с.
17. Lladosa E., Montón J.B., Burguet M.C., Muñoz R. Vapor–liquid equilibria in the ternary system dipropyl ether + 1-propanol + 1-pentanol and the binary systems dipropyl ether + 1-pentanol, 1-propanol + 1-pentanol at 101.3 kPa // Fluid Phase Equil. 2006. V. 247. № 1-2. P. 175–181.
18. Lladosa E., Montón J. B., Muñoz R. Effect of pressure and capability of 2-methoxyethanol as a solvent in the behaviour of a diisopropyl ether – isopropyl alcohol azeotropic mixture // Fluid Phase Equil. 2007. V. 262. № 1-2. P. 271–279.
19. Muñoz R., Montón J.B., Burguet M.C., De la Torre J. Phase equilibria in the ternary system isobutyl alcohol + isobutyl acetate + 1-hexanol and the binary systems isobutyl alcohol + 1-hexanol, isobutyl acetate + 1-hexanol at 101.3 kPa // Fluid Phase Equil. 2005. V. 235. № 1. P. 64–71.
20. Benedetti A. V., Cilense M., Vollet D.R., Montone R.C. Thermodynamic properties of liquid mixtures. III. Acetone—water // Thermochimica Acta. 1993. V. 66. № 1-3. P. 219–223.
21. Белоусов В.П., Панов М.Ю. Термодинамика водных растворов неэлектролитов. – Л.: Химия, 1983. 264 с.
22. Wang Y. X., Chao J. P., Dai M. Studies on the thermodynamic properties of binary mixtures containing an alcohol XIII. Excess molar enthalpies of some mixtures of n-alcohols with aniline or chlorobenzene at 298.15 K // Thermochimica Acta. 1990. V. 169. P. 161–169.
23. Maher R.J., Smith B.D. Vapor-liquid equilibrium data for binary systems of aniline with acetone, acetonitrile, chlorobenzene, methanol, and 1-pentene // J. Chem. Eng. Data. 1980. V. 25. № 1. P. 61–68.
24. Isamu Nagata, Kazuhiro Tamura. Excess enthalpies of binary and ternary mixtures of methanol with acetone, chloroform, benzene, and tetrachloromethane // Fluid Phase Equil. 1983. V. 15. № 1. P. 67–79.
25. Matteoli E., Lepori L. Excess Gibbs free energies of (tetrachloromethane + an alcohol or a cyclic ether) at 298.15K // J. Chem. Thermodynamics. 1986. V.18. № 11. P. 1065–1076.
26. Rubini K., Francesconi R., Bigi A., Comelli F. Excess molar enthalpies and heat capacities of dimethyl sulfoxide + seven normal alkanols at 303.15 K and atmospheric pressure // Thermochimica Acta. 2007. V. 452. № 2. P. 124–127.
27. Chao J. P., Dai M., Wang Y. X. Studies of thermodynamic properties of binary mixtures containing an alcohol XII. Excess molar enthalpies of an (alkan-1-ol + N, N-dimethylformamide or dimethyl sulfoxide) at 298.15 K // J. Chem. Thermodynamics. 1989. V. 21. № 11. P. 1169–1175.
28. Radhamma M., Venkatesu P., Prabhakara Rao M.V., Prasad D.H.L. Excess enthalpies and (vapour-liquid) equilibrium data for the binary mixtures of dimethylsulphoxide with ketones // J. Chem. Thermodynamics. 2007. V. 39. № 12. P. 1661–1666.
29. Серафимов Л.А. Термодинамико-топологический анализ диаграмм гетерогенного равновесия многокомпонентных смесей // Журн. физ. химии. 2002. Т. 76. № 8. С. 1351–1359.