

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТА МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА РЕКТИФИКАЦИОННОГО КОМПЛЕКСА С ФЛОРЕНТИЙСКИМ СОСУДОМ

А.В. Фролкова[@], доцент, А.К. Фролкова, профессор, А.Г. Клиндужова, студент, С.А. Витюков, аспирант

*Кафедра химии и технологии основного органического синтеза
МИТХТ им. М.В. Ломоносова, Москва, 119571 Россия*

[@] Автор для переписки, e-mail: frolkova_nastya@mail.ru

Определено число степеней свободы комплекса разделения смеси, включающего три ректификационные колонны и флорентийский сосуд. Предложены варианты задания свободных переменных для определения количеств и составов всех материальных потоков. На основе анализа взаимного хода сепаратрис и равновесных нод жидкость–жидкость показано, что одновременно реализовать предельные четкие режимы ректификации во всех колоннах невозможно. Получены статические параметры работы ректификационных колонн.

Ключевые слова: *степени свободы, азеотропия, ректификация, схема разделения, материальный баланс, изопропиловый спирт – ацетонитрил – гексан.*

FEATURES OF CALCULATION OF MATERIAL BALANCE OF RECTIFICATION COMPLEX WITH FLORENTINE VESSEL

A.V. Frolova[@], A.K. Frolova, A.G. Klindukhova, S.A. Vityukov

*M.V. Lomonosov Moscow State University of Fine Chemical Technologies,
Moscow, 119571 Russia*

[@] Corresponding author e-mail: frolova_nastya@mail.ru

The number of freedom degrees of the separation complex comprising three rectification columns and Florentine vessel was determined. A ternary system isopropyl alcohol – acetonitrile – hexane characterized by the presence of three binary and one ternary azeotrope and a splitting area of the closed type was chosen as a research object. Variants of choosing free variables for determining the amounts and compositions of all material flows were proposed. On the basis of analysis of the mutual arrangement of separatrixes and tie-lines it was shown that it is not possible to realize limit rectification modes at the same time in all columns. Static parameters of the rectification columns were obtained.

Keywords: *degrees of freedom, azeotrope, rectification, separation flowsheet, material balance, isopropyl alcohol – acetonitrile– hexane.*

Введение

При разработке схем разделения смесей продуктов основного органического и нефтехимического синтеза важную роль играют физико-химические свойства компонентов и образованных ими смесей [1]. С одной стороны, фазовая диаграмма может накладывать определенные термодинамические ограничения на процесс разделения в виде азеотропов и сепаратрис, с другой – показывать пути их преодоления за счет применения специальных приемов, базирующихся на принципе перераспределения полей концентраций между областями разделения [2, 3]. В этом

случае разделение смеси на чистые компоненты происходит в различных функциональных комплексах, охваченных обратными (рецикловыми) потоками. Наличие последних ставит задачу поиска стационарного состояния схемы разделения смеси конкретного состава при закрепленных требованиях к качеству продуктовых потоков. Для решения задач такого типа предложен метод балансовых симплексов [4], который приводит в соответствие структуры диаграммы и схемы, а также заданное разделение (при ориентации на четкие разделения [2]).

В то же время апробация метода балансовых симплексов на примерах разделения тройных рас-

сלאивающихся смесей показывает [5], что задача расчета материального баланса имеет решение при полуретких заданных разделениях в отдельных колоннах. Это связано с тем, что в комплексах, основанных на сочетании ректификации и расслаивания, дополнительные условия в балансовой задаче определяются не только равновесием жидкость–пар (составы азеотропов и составы, принадлежащие сепаратрисам) и жидкость–жидкость (соотношение количеств и составы равновесных жидких слоев), но и возможностью произвольного выбора значений некоторых переменных.

Целью настоящей работы является рассмотрение понятия числа степеней свободы, необходимых для количественного определения материальных потоков принципиальной схемы разделения, включающей три ректификационные колонны и флорентийский сосуд, а также исследование условий реализации четких и полуретких разделений.

Теоретическая часть

При расчете материального баланса любой схемы разделения число степеней свободы F – число переменных, которое требуется задать, определяется по известной формуле [6]:

$$F = M - N, \tag{1}$$

где M – число переменных, N – число независимых уравнений. Переменными являются составы и количества материальных потоков. Множество N включает независимые уравнения материальных балансов,

а также уравнения функциональных связей, которые отражают ограничения, накладываемые на составы потоков и обусловленные фазовым равновесием.

Если число уравнений равно числу переменных и $F=0$, то система имеет одно единственное решение. Если F равно некоторому числу a , где $a>0$, система уравнений может иметь несколько решений, при этом для определения всех материальных потоков необходимо задать a переменных.

В качестве объекта исследования рассмотрена трехкомпонентная система изопропиловый спирт – ацетонитрил – гексан и отдельно ее расслаивающаяся бинарная составляющая ацетонитрил – гексан. Методом исследования является математическое моделирование. Для описания фазовых равновесий использовалось уравнение локальных составов NRTL [7]:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_j x_j \tau_{ji} G_{ji}}{\sum_k x_k G_{ki}} + \sum_j \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k x_k G_{kj}} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_m x_m \tau_{mj} G_{mj}}{\sum_k x_k G_{kj}} \right)$$

где $G_{ij} = \exp(-\alpha_{ij} \tau_{ij})$; $\tau_{ij} = \alpha_{ij} + \frac{b_{ij}}{T} + e_{ij} \ln T + f_{ij} T$;

$\alpha_{ij} = c_{ij} + d_{ij}(T - 273.15K)$; $\tau_{ii} = 0$; $G_{ii} = 1$.

Параметры уравнения были взяты из программного комплекса AspenOne, а также оценены самостоятельно для составляющей ацетонитрил – гексан (табл. 1).

Сравнение расчетных и экспериментальных характеристик азеотропов (табл. 2) указывает на удовлетворительное описание фазового равновесия.

Таблица 1. Параметры бинарного взаимодействия в системе изопропиловый спирт (1) – ацетонитрил (2) – гексан (3)

Бинарная система	A_{ij}	A_{ji}	B_{ij}	B_{ji}	α
1 – 2	0.0	0.0	64.029	241.448	0.236
1 – 3	0.0	0.0	673.939	594.314	0.285
2 – 3	0.0	0.0	342.289	629.53	0.514

Таблица 2. Сравнение экспериментальных и расчетных азеотропных характеристик в системе изопропиловый спирт – ацетонитрил – гексан ($P = 760$ мм рт. ст.)

Система	Температура, °C		Концентрация, мол. доли	
	эсп.	расч.	эсп.	расч.
изопропиловый спирт – ацетонитрил	75.85 [8]	76.31	$x_1 = 0.453$ [6]	$x_1 = 0.432$
изопропиловый спирт – гексан	61.96 [9.10]	62.09	$x_1 = 0.278$ [7,8]	$x_1 = 0.279$
ацетонитрил – гексан	54.4-56.8 [11]	55.53	–	$x_1 = 0.394$
изопропиловый спирт – ацетонитрил – гексан	–	55.33	–	$x_1 = 0.06$ $x_2 = 0.353$

Компоненты ацетонитрил – гексан характеризуются ограниченной взаимной растворимостью. В табл. 3 приведены экспериментальные и расчетные данные по растворимости, которые также свидетельствуют об адекватности модели.

Структура диаграммы фазового равновесия исследуемой трехкомпонентной системы относится к классу 3.3.1-2 (рис. 1 а) и характеризуется наличием трех областей дистилляции (ректификации) и области двухфазного расслаивания закрытого типа (рис. 1 б).

Таблица 3. Сравнение экспериментальных и расчетных данных по взаимной растворимости в системе ацетонитрил – гексан при 25°C и 760 мм рт. ст.

Концентрация ацетонитрила в равновесных жидких слоях, мол. доли			
эксп. [12]		расч.	
0.9433	0.0584	0.9489	0.0658

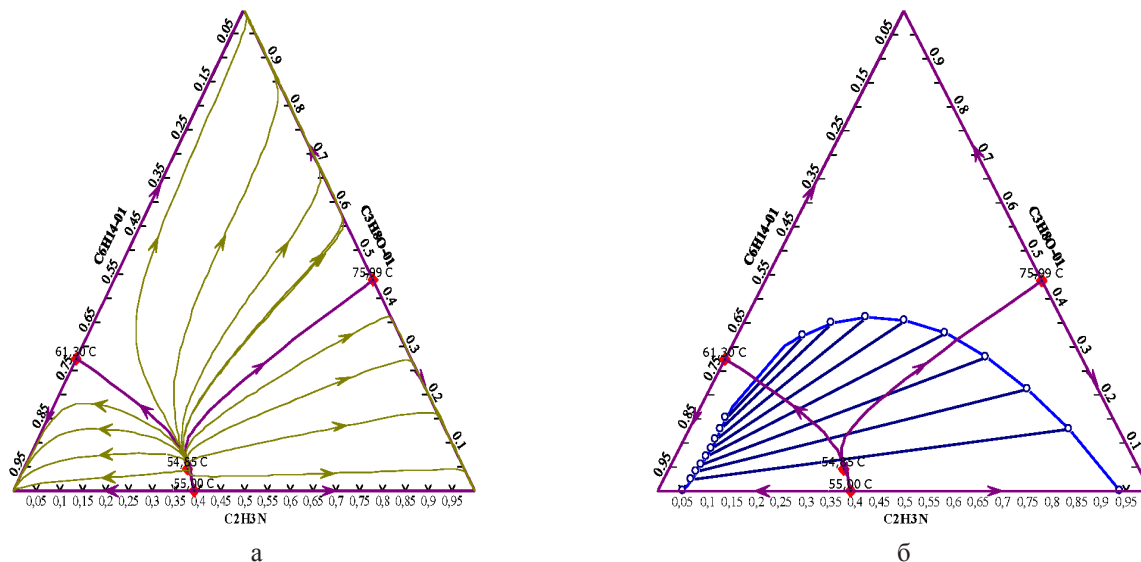


Рис. 1. Диаграмма парожидкостного равновесия (а) и диаграмма расслаивания (б) трехкомпонентной системы изопропиловый спирт – ацетонитрил – гексан.

Рассмотрим схемы разделения двух смесей: бинарной ацетонитрил – гексан эквимолярного состава и тройной изопропиловый спирт – ацетонитрил – гексан состава 80:10:10 % мол. Для каждой схемы определено число степеней свободы, проведен анализ возможности разделения, рассчитан материальный баланс, а также подобраны статические параметры работы ректификационных колонн, обеспечивающие

получение продуктов заданного качества.

Бинарная система ацетонитрил (1) – гексан (2)

На рис. 2 представлена диаграмма фазового равновесия и структура комплекса разделения, включающего две ректификационные колонны и флорентийский сосуд.

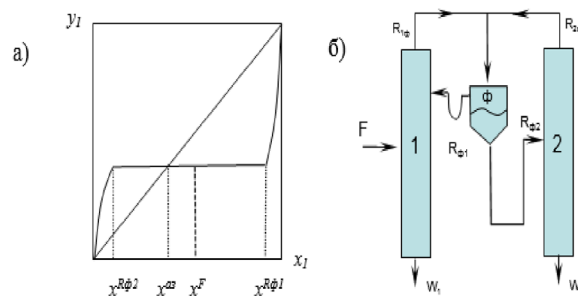


Рис. 2. Диаграмма фазового равновесия (а) и структура комплекса разделения бинарной смеси (б).

Условимся, что разделение проходит в колоннах бесконечной эффективности и при бесконечной флегме. Данное условие обуславливает принадлежность составов выходных потоков границам областей дистилляции (ректификации).

Определим количество переменных: F, x^F, W_p

$x^{W1}, R_{1\phi}, x^{R1\phi}, R_{\phi1}, x^{R\phi1}, R_{\phi2}, x^{R\phi2}, R_{2\phi}, x^{R2\phi}, W_2, x^{W2}$. Их число равно 14 ($M = 14$).

Запишем уравнения общих и покомпонентных материальных балансов для различных пространственных контуров, необходимые для определения всех материальных потоков:

Для схемы в целом:

$$F = W_1 + W_2; \quad (2a)$$

$$F x^F = W_1 x^{W1} + W_2 x^{W2}; \quad (2б)$$

Для колонны 1:

$$F + R_{\phi 1} = R_{1\phi} + W_1; \quad (3a)$$

$$F x^F + R_{\phi 1} x^{R\phi 1} = R_{1\phi} x^{R1\phi} + W_1 x^W; \quad (3б)$$

Для колонны 2:

$$R_{\phi 2} = R_{2\phi} + W_2; \quad (4a)$$

$$R_{\phi 2} x^{R\phi 2} = R_{2\phi} x^{R2\phi} + W_2 x^{W2}. \quad (4б)$$

Покомпонентный материальный баланс записан для первого компонента, нижний индекс «1» у переменной состава x опущен. Рассмотрим условия, определяемые фазовыми равновесиями. Известно,

что в дистилляте обеих колонн образуется смесь, близкая к азеотропному составу, следовательно, имеем:

$$x^{R1\phi} = x^{a3}; \quad (5)$$

$$x^{R2\phi} = x^{a3}. \quad (6)$$

Из данных о равновесии жидкость–жидкость известны: $x^{R\phi 1}$ и $x^{R\phi 2}$. Количество и состав смеси, поступающей на разделение, заданы: $F = 1$ кмоль/ч и $x^F = 50\%$ мол. В качестве продуктовых потоков получаем практически чистые компоненты: $x^{W1} = 100\%$ мол.; $x^{W2} = 0\%$ мол. (из принятых ранее допущений о бесконечной эффективности колонн). Общее число уравнений (N) равно 14. Число степеней свободы комплекса равно нулю, т.е. все потоки однозначно определены.

Ниже в табл. 4 представлен расчет материального баланса комплекса разделения смеси ацетонитрил – гексан.

Таблица 4. Материальный баланс комплекса разделения смеси ацетонитрил (1) – гексан (2) эквимолярного состава

Поток	F	W_1	$R_{\phi 1}$	$R_{1\phi}$	$R_{\phi 2}$	W_2	$R_{2\phi}$
Кол-во потока, кмоль/час	1	0.5	0.376	0.876	0.628	0.5	0.128
Состав (x1)% мол.	50	100	95.2	40.9	6.2	0.0	30.5

Примечание: температура во флорентийском сосуде 20°C.

Работоспособность представленного комплекса была подтверждена расчетом процесса ректификации и подбором статических параметров работы колонн. Требуемая чистота продукта (99.99%) достигается при следующих параметрах колонн: давление в обеих колоннах – 760 мм рт. ст., общая эффективность – 20 и 10 теоретических тарелок, тарелка питания – 9 и 2, флегмовое число равно 1 и 0.1, соответственно в колоннах 1 и 2.

Таким образом, для бинарных систем данные о фазовом равновесии жидкость–пар и жидкость–жидкость дают исчерпывающую информацию для расчета материального баланса разделительного комплекса.

Тройная система изопропиловый спирт (1) – ацетонитрил (2) – гексан (3)

Особенности взаимного расположения бинодалей, равновесных нод жидкость–жидкость, а также сепаратрис (рис. 1) позволяют реализовать принцип перераспределения полей концентраций и разделить смесь заданного состава в комплексе, основанном на сочетании ректификации и расслаивания, состоящем из трех ректификационных колонн и флорентийского сосуда (рис. 3).

Определяющее влияние на работоспособность комплекса оказывает положение ноды жидкость–жидкость, которой принадлежит состав дистиллата первой колонны $R_{1\phi}$. При этом возможны два из трех [13] ва-

риантов расположения точки $R_{1\phi}$: на сепаратрисе, порожденной бинарным седловидным азеотропом изопропиловый спирт – гексан (S1), или на сепаратрисе, порожденной азеотропом изопропиловый спирт – ацетонитрил (S2). Вариант совпадения точки $R_{1\phi}$ с составом тройного азеотропа в нашем случае исключен из-за особенности расположения сепаратрис в окрестности данной особой точки.

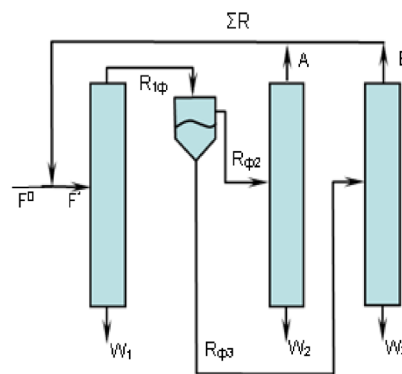


Рис. 3. Структура комплекса разделения трехкомпонентной смеси изопропиловый спирт – ацетонитрил – гексан.

Будем рассматривать режимы четкого разделения, что предполагает использование колонн бесконечной эффективности.

Расслаивание во флорентийском сосуде происходит на равновесные жидкие фазы составов $R_{\phi 2}$

и $R_{\phi 3}$, поступающие, соответственно, во вторую и третью колонны. Необходимо учесть, что нода жидкость–жидкость должна быть выбрана таким образом, чтобы составы слоев располагались в разных областях дистилляции (ректификации).

Определим число степеней свободы комплекса. Число переменных (M) равно 33: $F^0, x_{1,2}^{F0}, F^*, x_{1,2}^{F*}, W_p, x_{1,2}^{W1}, R_{1\phi}, x_{1,2}^{R1\phi}, R_{\phi 2}, x_{1,2}^{R\phi 2}, R_{\phi 3}, x_{1,2}^{R\phi 3}, W_2, x_{1,2}^{W2}, A, x_{1,2}^A, W_3, x_{1,2}^{W3}, B, x_{1,2}^B, \Sigma R, x_{1,2}^{\Sigma R}$, где $x_{1,2}$ – концентрации первого и второго компонента в потоке.

Запишем уравнения общих и покомпонентных материальных балансов для разных пространственных контуров, необходимые для определения количеств всех потоков:

Для схемы в целом:

$$F^0 = W_1 + W_2 + W_3; \tag{7a}$$

$$F^0 x_{1,2}^{F0} = W_1 x_{1,2}^{W1} + W_2 x_{1,2}^{W2} + W_3 x_{1,2}^{W3} \tag{7б,в}$$

Для колонны 1:

$$F^* = R_{1\phi} + W_1; \tag{8a}$$

$$F^* x_{1,2}^{F*} = R_{1\phi} x_{1,2}^{R1\phi} + W_1 x_{1,2}^{W1} \tag{8б,в}$$

Для флорентийского сосуда:

$$R_{1\phi} = R_{\phi 2} + R_{\phi 3}; \tag{9a}$$

$$R_{1\phi} x_{1,2}^{R1\phi} = R_{\phi 2} x_{1,2}^{R\phi 2} + R_{\phi 3} x_{1,2}^{R\phi 3}; \tag{9б,в}$$

Для колонны 2:

$$R_{\phi 2} = A + W_2 \tag{10a}$$

$$R_{\phi 2} x_{1,2}^{R\phi 2} = A x_{1,2}^A + W_2 x_{1,2}^{W2} \tag{10б,в}$$

Для колонны 3:

$$R_{\phi 3} = B + W_3 \tag{11a}$$

$$R_{\phi 3} x_{1,2}^{R\phi 3} = B x_{1,2}^B + W_3 x_{1,2}^{W3} \tag{11б,в}$$

Для точки смешения потоков A и B :

$$A + B = \Sigma R \tag{12a}$$

$$A x_{1,2}^A + B x_{1,2}^B = \Sigma R x_{1,2}^{\Sigma R} \tag{12б,в}$$

Общее количество уравнений материальных балансов равно 18.

Составы жидких фаз во флорентийском сосуде $x_{1,2}^{R\phi 2}$ и $x_{1,2}^{R\phi 3}$ известны из фазового равновесия жидкость–жидкость.

В условиях бесконечной эффективности колонн составы продуктовых потоков: $x_1^{W1}=100; x_2^{W1}=0; x_1^{W2}=0; x_2^{W2}=100; x_1^{W3}=0; x_2^{W3}=0$ % мол. (уравнения функциональной связи). F^0 и $x_{1,2}^{F0}$ заданы. Общее число уравнений равно: $N=18+4+6+3=31$. Таким образом, число степеней свободы рассматриваемого комплекса равно двум. Это говорит о том, что для определения всех материальных потоков необходимо задать две переменные.

Различные варианты выбора свободных переменных представлены на схеме (рис. 4).

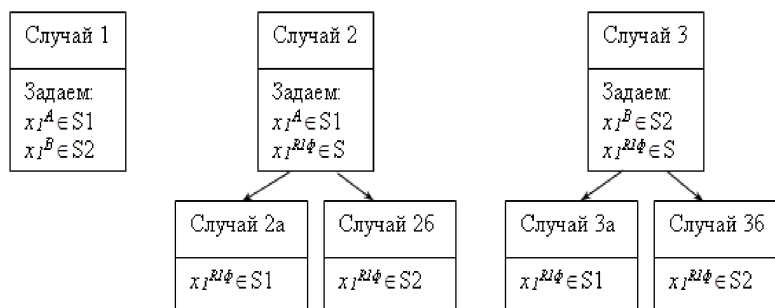


Рис. 4. Варианты выбора свободных переменных.

Отметим, что для задания положения точки, отвечающей составу потока A (B или $R_{1\phi}$), необходима одна концентрация, поскольку положение сепаратрис определено диаграммой парожидкостного равновесия, а, следовательно, эта точка будет находиться на пересечении сепаратрисы и сечения, отвечающего концентрации x_1^A (x_1^B или $x_1^{R1\phi}$). При этом точка $R_{1\phi}$ может располагаться как на сепаратрисе $S1$, так и на $S2$, откуда имеем случаи 2 а, б, и случаи 3 а, б.

Рассмотрим все приведенные пять вариантов подробнее. Расчет материальных балансов будет проводиться для исходного состава смеси: $x_1=80; x_2=10; x_3=10$ % мол., количество потока F^0 равно 1 кмоль/ч. Составы равновесных жидких слоев: ацетонитрильный

слой – $x_1=28.3; x_2=60.4; x_3=11.3$ % мол.; гексановый слой – $x_1=8.6; x_2=80; x_3=83.4$ % мол. Количества и составы потоков представлены в табл. 5.

Случаи 1, 2а и 2б – нереализуемы, поскольку при принятом допущении о четком разделении во всех колоннах расчет материального баланса дает отрицательное значение количеств потоков или построение балансовой сети противоречит термодинамическим ограничениям парожидкостного равновесия. Показано, что точка A не может принадлежать сепаратрисе $S1$, т.е. в колонне выделения гексана возможно только полукеткое разделение.

Работоспособность схем для случаев 3а и 3б была доказана расчетом процесса ректификации (табл. 6).

Таблица 5. Материальный баланс комплекса разделения трехкомпонентной смеси изопропиловый спирт – ацетонитрил – гексан

Поток	Случай 1		Случай 2а		Случай 2б		Случай 3а		Случай 3б	
	Кол-во потока	Состав x_1/x_2	Кол-во потока	Состав x_1/x_2	Кол-во потока	Состав x_1/x_2	Кол-во потока	Состав x_1/x_2	Кол-во потока	Состав x_1/x_2
F^0	1	80/10	1	80/10	1	80/10	1	80/10	1	80/10
F^*	1.408	66.5/19.5	1.069	78.6/6.3	1.117	74/11	2.104	47.3/15.9	1.737	56/18
$R_{1\phi}$	0.608	22.4/45.2	0.269	15/25	0.37	18.6/33.2	1.304	15/25	0.937	18.6/33.2
W_1	0.8	100/0.0	0.8	100/0.0	0.8	100/0.0	0.8	100/0.0	0.8	100/0.0
R_{ϕ_2}	0.183	8.6/8.0	0.183	8.6/8.0	0.186	8.8/8.1	0.879	8.6/8.0	0.48	8.8/8.1
R_{ϕ_3}	0.425	28.3/60.4	0.086	28.3/60.4	0.184	28.9/59.6	0.425	28.3/60.4	0.457	28.9/59.6
A	0.083	0.19/0.18	0.083	19/18	0.086	19/18	0.779	9.6/9.1	0.38	11/10
W_2	0.1	0.0/0.0	0.1	0.0/0.0	0.1	0.0/0.0	0.1	0.0/0.0	0.1	0.0/0.0
B	0.325	37/50	-0.014	--	0.084	63/12	0.325	37/50	0.357	37/50
W_3	0.1	0.0/100	0.1	0.0/100	0.1	0.0/100	0.1	0.0/100	0.1	0.0/100
ΣR	0.408	33.4/43.6	--	--	0.17	41.2/14.7	1.104	17.7/21.2	0.737	24/29

Примечание: количество потока указано в кмоль/ч, состав – в мольных процентах.

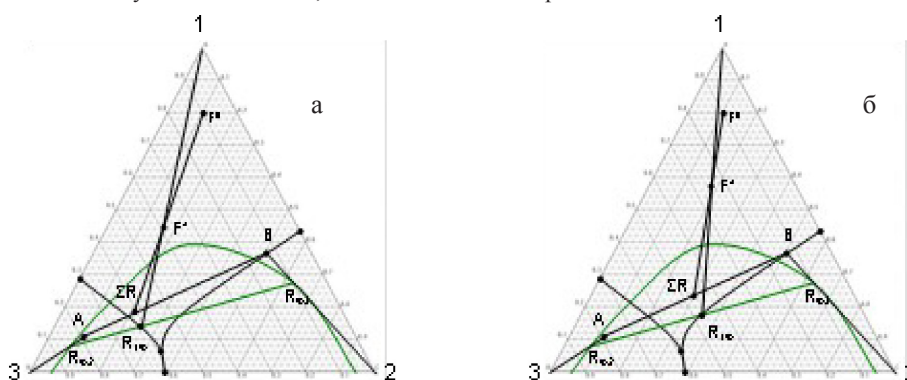


Рис. 5. Различные варианты балансовых сетей комплекса разделения смеси изопропиловый спирт (1) – ацетонитрил (2) – гексан (3): а) случай 3а; б) случай 3б.

Таблица 6. Статические параметры работы ректификационных колонн комплекса

Колонна	Р, мм рт. ст.	ЧТТ	ТП	R	Состав дистиллята, % мол.	$T_{кип} (D), ^\circ C$	Состав куба, % мол.	$T_{кип} (W), ^\circ C$
Случай 3а								
1	760	25	10	3	$x_1 = 13.2$ $x_2 = 28.8$ $x_3 = 58.0$	55.53	$x_1 = 99.9$ $x_2 = 0.1$ $x_3 = 0.0$	82.44
2	760	10	2	0.3	$x_1 = 7.9$ $x_2 = 8.7$ $x_3 = 83.4$	56.22	$x_1 = 0.0$ $x_2 = 0.0$ $x_3 = 100.0$	68.94
3	760	10	2	2	$x_1 = 30.5$ $x_2 = 57.2$ $x_3 = 12.3$	57.45	$x_1 = 0.9$ $x_2 = 99.1$ $x_3 = 0.0$	81.11
Случай 3б								
1	760	18	10	2.2	$x_1 = 16.6$ $x_2 = 29.4$ $x_3 = 54.0$	55.66	$x_1 = 99.7$ $x_2 = 0.3$ $x_3 = 0.0$	82.38
2	760	10	2	0.5	$x_1 = 9.8$ $x_2 = 9.2$ $x_3 = 81.0$	56.28	$x_1 = 0.0$ $x_2 = 0.0$ $x_3 = 100.0$	68.94
3	760	12	3	2	$x_1 = 34.2$ $x_2 = 52.0$ $x_3 = 13.8$	57.23	$x_1 = 1.5$ $x_2 = 98.5$ $x_3 = 0.0$	80.58

Примечание: ЧТТ – число теоретических тарелок, ТП – тарелка питания.

Выводы

Определено число степеней свободы для расчета материального баланса комплекса разделения трехкомпонентной расслаивающейся смеси, включающего три ректификационные колонны и флорентийский сосуд. Предложены варианты задания свободных переменных, необходимых для определения всех материальных потоков схемы. Показано влияние взаимного расположения равновесных нод жидкость–жидкость и сепаратрис на возможность реализации четких и получетких разделений.

Работа выполнена при поддержке гранта Российского фонда фундаментальных исследований (проект № 14-03-00523).

Список литературы:

1. Тимофеев В.С., Серафимов Л.А., Тимошенко А.В. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза. М.: Высшая школа, 2010. 408 с.
2. Жаров В.Т., Серафимов Л.А. Физико-химические основы дистилляции и ректификации. Л.: Химия, 1975. 240 с.
3. Фролкова А.К. Разделение азеотропных смесей. Физико-химические основы и технологические приемы: монография. М.: Гуманитар. изд. центр ВЛАДОС, 2010. 192 с.
4. Фролкова А.К., Серафимов Л.А., Павленко Т.Г. // Теор. основы хим. технологии. 1992. Т. 26. № 2. С. 281–286.
5. Фролкова А.К., Секретарева И.Н., Серафимов Л.А., Тимофеев В.С. Разработка энергосберегающих технологий разделения многокомпонентных расслаивающихся смесей // Научные исследования высшей школы в области химии и химических продуктов (подпрограмма 203). М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2002. С. 52.
6. Серафимов Л.А., Фролкова А.К., Хахин Л.А. Правила фаз Гиббса: учеб. пособие М.: МИТХТ, 2008. 48 с.
7. Уэйлес С. Фазовые равновесия в химической технологии: в 2-х ч. М.: Мир, 1989. 664 с.
8. Tu C.-H., Ou F.C. // J. Chem. Eng. Data. 1998. V. 43(2). P. 259–263.
9. Yan X., Wang Q., Chen G., Han S.-J. // Huagong Xuebao / J. Chemical Industry and Engineering (China). 1996. V. 47. P. 106–109.
10. Govindaswamy S., Andiappan A.N., Lakshmanan S.M. // J. Chem. Eng. Jpn. 1976. V. 9. P. 345.
11. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. М.: Наука, 1966. 795 с.
12. Nagata I. // Thermochim. Acta. 1988. V. 127. P. 109–118.
13. Frolkova A.V., Vityukov S.A., Frolkova A.K. The separation of ternary system isopropyl alcohol –

1,2-dichloroethane – water in rectification complex with florentine vessel // Book of abstracts. XV Int. Scientific Conf. «High-Tech in Chemical Engineering-2014». Zvenigorod, 22-26 September 2014. M.: MITHT, 2014. P. 37.

References:

1. Timofeev V.S., Serafimov L.A., Timoshenko A.V. Principy tekhnologii osnovnogo organicheskogo i neftekhimicheskogo sinteza (Principles of technology of basic organic and petrochemical synthesis). M.: Vysshaya shkola, 2010. 408 p.
2. Zharov V.T., Serafimov L.A. Fiziko-khimicheskie osnovy distillyacii i rektifikacii (Physicochemical principles of distillation and rectification). L.: Khimiya, 1975. 240 p.
3. Frolkova A.K. Razdelenie azeotropnykh smesey. Fiziko-khimicheskie osnovy i tekhnologicheskie priemy: monografiya (Separation of azeotropic mixtures. Physicochemical principles and technological methods: monograph). M.: Gumanitar. Izd. Centr VLADOS, 2010. 192 p.
4. Frolkova A.K., Serafimov L.A., Pavlenko T.G. // Theoretical foundations of chemical engineering. 1992. V. 26. № 2. P. 281–286.
5. Frolkova A.K., Sekretareva I.N., Serafimov L.A., Timofeev V.S. Razrabotka ehnergoberegayushchikh tekhnologij razdeleniya mnogokomponentnykh rasslaivayushchikhsya smesey. nauchnye issledovaniya vysshej shkoly v oblasti khimii i khimicheskikh produktov (podprogramma 203) (The development of energy-efficient technologies for separation of multicomponent stratified mixtures. scientific research of the higher school in the field of chemistry and chemical products (object 203):). M.: RSTU named D.I. Mendeleeva, 2002. P. 52.
6. Serafimov L.A., Frolkova A.K., KHakhin L.A. Pravilo faz Gibbsa (Phase rule of Gibbs). M.: MITHT, 2008. 48 p.
7. Uehjles S. Fazovye ravnesiya v khimicheskoy tekhnologii: v 2-kh ch (Phase equilibria in chemical engineering: in 2 part). M.: Mir, 1989. 664 p.
8. Tu C.-H., Ou F.C. // J. Chem. Eng. Data. 1998. V. 43(2). P. 259–263.
9. Yan X., Wang Q., Chen G., Han S.-J. // Huagong Xuebao / J. Chemical Industry and Engineering (China). 1996. V. 47. P. 106–109.
10. Govindaswamy S., Andiappan A.N., Lakshmanan S.M. // J. Chem. Eng. Jpn. 1976. V. 9. P. 345.
11. Kogan V.B., Fridman V.M., Kafarov V.V. Ravnovesie mezhdzhu zhidkost'yu i parom (The equilibrium between liquid and vapor). M.: Nauka, 1966. 795 p.
12. Nagata I. // Thermochim. Acta. 1988. V. 127. P. 109–118.
13. Frolkova A.V., Vityukov S.A., Frolkova A.K. The separation of ternary system isopropyl alcohol –