

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ РАВНОВЕСИЯ ЖИДКОСТЬ–ПАР В СИСТЕМЕ ПРОДУКТОВ СИНТЕЗА ОКСИДА ПРОПИЛЕНА В СРЕДЕ МЕТАНОЛА

С.М. Данов, заведующий кафедрой, А.В. Сулимов, доцент,

А.А. Овчаров, аспирант

кафедра Технология органических веществ, Дзержинский политехнический институт

e-mail: epoxide@mail.ru

Проведено сравнение литературных и расчетных данных по парожидкостному равновесию для систем, образованных продуктами синтеза оксида пропилена. На основе моделей NRTL и UNIQUAC оптимизированы приведенные в литературе данные о равновесии жидкость–пар для исследуемых систем, оценены значения параметров модели и их погрешности, рассчитаны и построены соответствующие фазовые диаграммы.

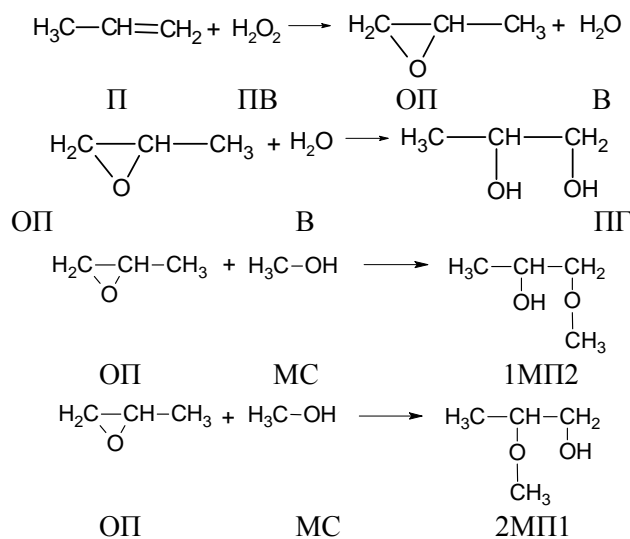
Comparison of literature and calculated data on vapor–liquid equilibrium for systems formed by products of propylene oxide synthesis was carried out. On the basis of models NRTL and UNIQUAC the literature data on vapor–liquid equilibrium for the investigated systems were optimized. The values of model parameters and their deviations were estimated. The corresponding phase diagrams were calculated and plotted.

Ключевые слова: математическое моделирование, равновесие жидкость–пар, бинарные системы, оксид пропилена, метиловый спирт.

Key words: mathematical modelling, vapor–liquid equilibrium, binary system, propylene oxide, methanol.

Перспективным направлением синтеза оксида пропилена (ОП) является прямое эпоксидирование пропилена водным раствором пероксида водорода в среде метилового спирта, катализируемое титан-

содержащим цеолитом. Однако при получении товарного оксида пропилена возникает проблема его выделения из реакционной смеси, содержащей кроме основных продуктов ряд побочных.



Для выяснения возможности выделения ОП из реакционной смеси методом простой ректификации необходимы сведения о фазовых равновесиях в системах продуктов синтеза ОП. В настоящее время при решении подобных задач все большее распространение находит математическое моделирование. При применении в исследовательской практике данного метода актуальными являются проблемы выбора адекватной модели и оценки ее параметров, позволяющих качественно и количественно описать термодинамическое поведение бинарных, а впоследствии и многокомпонентных систем [1].

Для рассматриваемой органической системы нами были использованы модели локальных составов – NRTL и UNIQUAC [2].

Важно отметить, что в некоторых случаях какое-либо одно из уравнений дает лучшие результаты при описании равновесия жидкость–пар. При этом важно учитывать данные по азеотропии, которые накладывают существенные ограничения на процесс разделения реакционной смеси.

В рамках данной работы было проведено определение параметров моделей NRTL и UNIQUAC, позволяющих воспроизвести совокупность имеющихся экспериментальных данных

по бинарным равновесиям и полученных расчетным путем по равновесию жидкость–пар для систем, не представленных в литературе: В–1МП2, П–МС, П–ОП, МС–В, П–В, ОП–МС, В–ПГ, ОП–В, ПГ–1МП2 и ОП–ПГ, МС–ПГ, ОП–1МП2, МС–1МП2, П–1МП2, П–ПГ, 2МП1–МС, 2МП1–П, 2МП1–В, 2МП1–ОП, 2МП1–1МП2, 2МП1–ПГ. В дальнейшем полученные данные могут быть использованы для расчета равновесий в системах большей размерности, в частности, для проектирования узла выделения ОП.

При расчетах равновесия жидкость–пар в вышеназванных системах использовали наборы экспериментальных данных (p , T , x , y) о равновесиях жидкость–пар, представленные в литературе, и псевдоэкспериментальные данные, полученные с использованием модели UNIFAC. Все литературные данные по парожидкостному равновесию (ПЖР) перед их использованием проверяли на термодинамическую согласованность по методу Редлиха-Кистера [2].

Описание паровой фазы проводили как с учетом её идеальности, так и с учетом неидеальности. Во втором случае для описания паровой фазы использовали уравнение Редлиха-Квонга, которое хорошо описывает газовую фазу при умеренных давлениях во всем интервале температур [3]. При оценке свойств растворов использовали симметричную нормировку коэффициентов активности. Давление насыщенных паров индивидуальных веществ, определяли по уравнению Антуана с использованием соответствующих параметров, представленных в литературе [3].

Для оценки качества описания всего массива данных использовали среднеквадратичное отклонение, рассчитываемое по температуре, давлению, составу жидкости и пара для различных моделей с учетом идеальности и неидеальности паровой фазы, а также остаточную дисперсию. Расчет среднеквадратичных отклонений (1) и остаточной дисперсии (2) проводили по формулам:

$$\sigma_F = \left(\frac{\sum_{i=1}^n (F_i^{расч} - F_i^{эксн})^2}{n} \right)^{1/2}, \quad (1)$$

$$s_R^2 = \frac{\sum_{i=1}^n \left(\frac{F_i^{расч} - F_i^{эксн}}{F_i^{эксн}} \right)^2}{n - m}, \quad (2)$$

где σ_F – среднеквадратичное отклонение соответствующего параметра, s_R^2 – остаточная дис-

персия, n – общее число экспериментальных точек, m – число коэффициентов регрессии (неизвестных параметров), $F_i^{эксн}$, $F_i^{расч}$ – экспериментальное и соответствующее ему расчетное значение температуры, давления, состава жидкой или паровой фазы.

Определение неизвестных параметров бинарного взаимодействия уравнений NRTL и UNIQUAC проводили из условия минимизации целевой функции Q (3), которая представляла собой сумму квадратов относительных отклонений рассчитанных и экспериментально измеренных величин в виде вектор-столбцов для разных серий данных:

$$Q = \sum_{T-x-y} \left(\frac{T_{расч} - T_{эксн}}{T_{эксн}} \right)^2 + \sum_{P-x-y} \left(\frac{P_{расч} - P_{эксн}}{P_{эксн}} \right)^2 + \sum_{T-x-y} \left(\frac{x_{расч} - x_{эксн}}{x_{эксн}} \right)^2 + \sum_{P-x-y} \left(\frac{y_{расч} - y_{эксн}}{y_{эксн}} \right)^2, \quad (3)$$

где Q – минимизируемая целевая функция.

Оценку параметров для бинарной системы П–МС проводили по набору экспериментальных данных по ПЖР при постоянной температуре $T = 25^\circ\text{C}$ представленных в [4]. По этим данным нами были оценены параметры уравнения NRTL и UNIQUAC с учетом идеальности и неидеальности паровой фазы, с использованием которых проведено математическое моделирование ПЖР в указанной системе. В табл. 1 представлены расчетные значения среднеквадратичных отклонений и остаточной дисперсии.

Как видно из полученных результатов, фазовое равновесие жидкость–пар в бинарной системе П–МС достаточно хорошо описывается как уравнением UNIQUAC, так и уравнением NRTL, с учетом идеальности паровой фазы. На рис. 1а представлена диаграмма равновесия жидкость–пар для системы П–МС.

Для системы В–ПГ были использованы экспериментальные данные, полученные при постоянной температуре $T = 98^\circ\text{C}$ [5], по которым нами оценены параметры уравнения UNIQUAC и NRTL и смоделировано ПЖР.

Таблица 1. Погрешность описания равновесий жидкость–пар уравнениями NRTL и UNIQUAC бинарных систем процесса синтеза оксида пропилена.

Система	Уравнение	С учетом идеальности паровой фазы					С учетом неидеальности паровой фазы				
		$\sigma_T \cdot 10^1, \text{ }^\circ\text{C}$	$\sigma_P \cdot 10^4, \text{ МПа}$	$\sigma_{X1} \cdot 10^4, \text{ м.д.}$	$\sigma_{Y1} \cdot 10^3, \text{ м.д.}$	$S_R^2 \cdot 10^4$	$\sigma_T \cdot 10^1, \text{ }^\circ\text{C}$	$\sigma_P \cdot 10^4, \text{ МПа}$	$\sigma_{X1} \cdot 10^4, \text{ м.д.}$	$\sigma_{Y1} \cdot 10^3, \text{ м.д.}$	$S_R^2 \cdot 10^4$
В-МП2	UNIQUAC	2.06	0.17	0.48	8.18	0.09	2.04	0.18	0.50	8.71	0.09
	NRTL	2.82	0.28	0.53	7.21	0.18	3.14	0.23	0.52	7.34	0.22
П-МС	UNIQUAC	2.22	18.53	1.44	1.60	1.00	4.89	59.75	1.18	4.18	4.98
	NRTL	3.95	29.61	1.21	1.44	3.11	10.16	86.54	3.67	5.48	20.77
П-ОП	UNIQUAC	3.72	18.91	11.14	26.63	3.39	1.74	6.83	4.03	14.00	0.72
	NRTL	12.18	54.89	6.87	33.04	34.77	2.03	7.35	1.32	15.13	0.96
МС-В	UNIQUAC	1.14	0.31	0.30	3.35	0.03	1.11	0.29	0.26	3.04	0.02
	NRTL	1.18	0.32	0.20	3.11	0.03	1.16	0.31	0.19	2.81	0.03
П-В	UNIQUAC	2.31	19.89	0.00	0.99	0.67	4.43	18.71	0.02	1.60	2.45
	NRTL	15.14	263.42	0.15	0.84	45.45	4.30	25.05	0.00	1.70	2.24
ОП-МС	UNIQUAC	8.21	2.57	3.43	10.71	4.47	8.14	2.39	2.71	8.47	4.29
	NRTL	8.40	2.57	2.68	8.67	4.71	8.35	2.47	2.62	8.33	4.63
В-ПГ	UNIQUAC	9.28	1.84	21.42	5.27	1.75	9.08	1.74	20.09	5.19	1.66
	NRTL	3.83	0.14	6.73	12.55	0.26	3.85	0.14	5.89	12.17	0.26
ОП-В	UNIQUAC	6.43	2.24	0.41	13.33	1.29	6.49	2.25	0.42	12.67	1.31
	NRTL	7.44	2.46	0.53	14.57	2.02	7.56	2.49	0.55	14.09	2.09
Г-1МП2	UNIQUAC	1.23	0.41	0.22	0.61	0.01	1.05	0.35	0.24	1.61	0.01
	NRTL	1.23	0.41	0.23	0.60	0.01	1.04	0.34	0.23	1.60	0.01

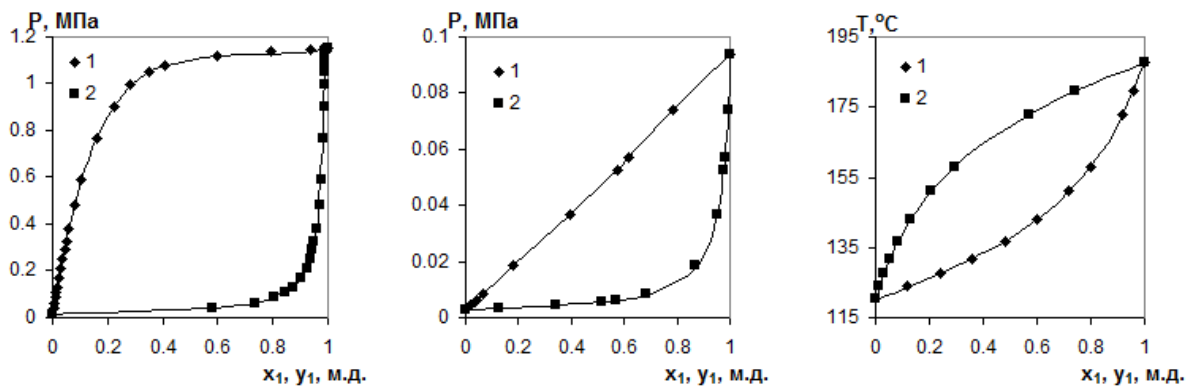


Рис. 1. Зависимости $P = f(x_1, y_1)$ для систем П (1)–МС (2) при $T = 25^\circ\text{C}$ (а), В (1)–ПГ (2) при $T = 98^\circ\text{C}$ (б) и $T = f(x_1, y_1)$ для системы ПГ (1)– 1МП2 (2) при $P = 0.101 \text{ МПа}$ (в): 1, 2 – экспериментальные данные; сплошная линия – результаты расчета.

Анализ полученных результатов (табл. 1) показывает, что уравнение NRTL с учетом идеальности паровой фазы дает меньшие погрешности, чем уравнение UNIQUAC. Диаграмма равновесия жидкость–пар для рассматриваемой системы представлена на рис. 1б.

Для системы ПГ–1МП2 наиболее точное описание экспериментальных данных по фазовому равновесию [6] достигается с использованием уравнения NRTL с учетом неидеальности паровой фазы (табл. 1). Диаграмма равновесия жидкость–пар системы ПГ–1МП2 представлена на рис. 1в.

В литературе приведены экспериментальные данные по ПЖР для систем МС–В [7] и ОП–МС [8] при постоянном давлении $P = 0.101 \text{ МПа}$ и для системы П–ОП при постоянной температуре $T = 25^\circ\text{C}$ [4].

Проанализировав полученные результаты (табл. 1), можно сделать вывод, что более

точное описание экспериментальных данных по ПЖР достигается при использовании модели UNIQUAC с учетом неидеальности паровой фазы.

На рис. 2 изображены диаграммы фазового равновесия для систем МС–В, ОП–МС и П–ОП, полученные с помощью уравнения UNIQUAC. Из рис. 2б видно, что система ОП–МС при атмосферном давлении представляет собой тангенциальную азеотропную смесь. В результате расчетов было установлено, что незначительное изменение давления мало влияет на положение азеотропа. Однако, использование достаточно глубокого вакуума ($P = 0.013 \text{ МПа}$) позволяет разрушить тангенциальный азеотроп.

Для систем П–В, В–1МП2 и ОП–В были найдены экспериментальные данные полученные при постоянной температуре $T = 38^\circ\text{C}$ [9] и $T = 80^\circ\text{C}$ [10] и постоянном давлении $P = 0.101 \text{ МПа}$ [7], соответственно.

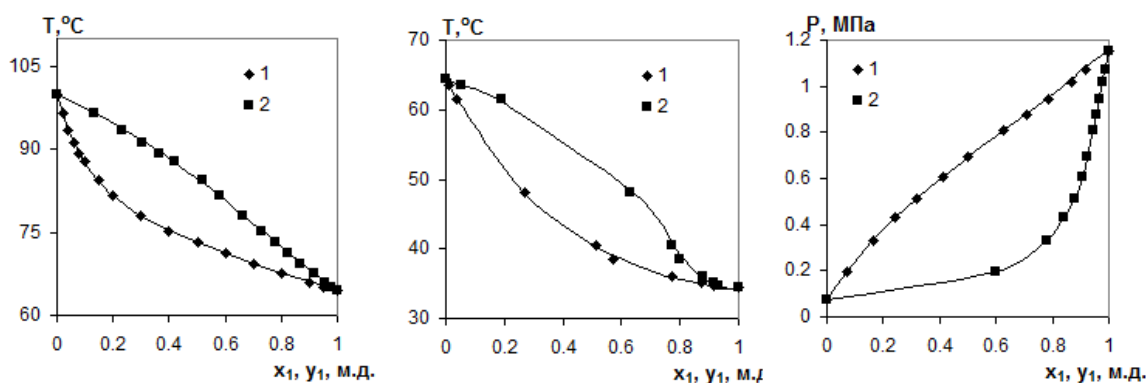


Рис. 2. Зависимости $T=f(x_1, y_1)$ для систем МС (1)–В (2) (а), ОП (1)–МС (2) (б) при $P = 0.101$ МПа и $P=f(x_1, y_1)$ для системы П (1)–ОП (2) при $T = 25^\circ\text{C}$ (в): 1, 2 – экспериментальные данные; сплошная линия – результаты расчета.

На рис. 3 приведены диаграммы равновесия жидкость–пар для систем П–В, В–1МП2 и ОП–В, соответственно. Из табл. 1 видно, что уравнение UNIQUAC с учетом идеальности паровой фазы дает более точное описание. Однако, система В–1МП2 характеризуется наличием азеотропа и для окончательного выбора уравнения необходима оценка точности описания параметров азеотропа.

Из литературы [11] известно, что в системе В–1МП2 наблюдается образование азеотропа с содержанием В 48.5% масс. и температурой кипения 96°C . В табл. 2 приведены характеристики азеотропа в системе В–1МП2, найден-

ные расчетным путем по уравнению UNIQUAC и NRTL. Анализ данных таб. 2 показывает, что ближе всего к литературным данным характеристики азеотропа рассчитанные по модели UNIQUAC с учетом идеальности паровой фазы.

Таким образом, обобщенный анализ полученных данных (табл. 1) показывает, что уравнение UNIQUAC описывает экспериментальные данные по парожидкостному равновесию с меньшими погрешностями по температуре, давлению, составу жидкости и пара, чем уравнение NRTL, поэтому для дальнейших расчетов нами определялись только параметры уравнения UNIQUAC.

Таблица 2. Характеристики азеотропа в системе В–1МП2 ($P = 0.101$ МПа).

	С учетом идеальности паровой фазы		С учетом неидеальности паровой фазы	
	$T_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	Содержание В, % масс.	$T_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	Содержание В, % масс.
UNIQUAC	95.69	45.35	97.31	52.86
NRTL	92.22	34.99	94.34	38.26

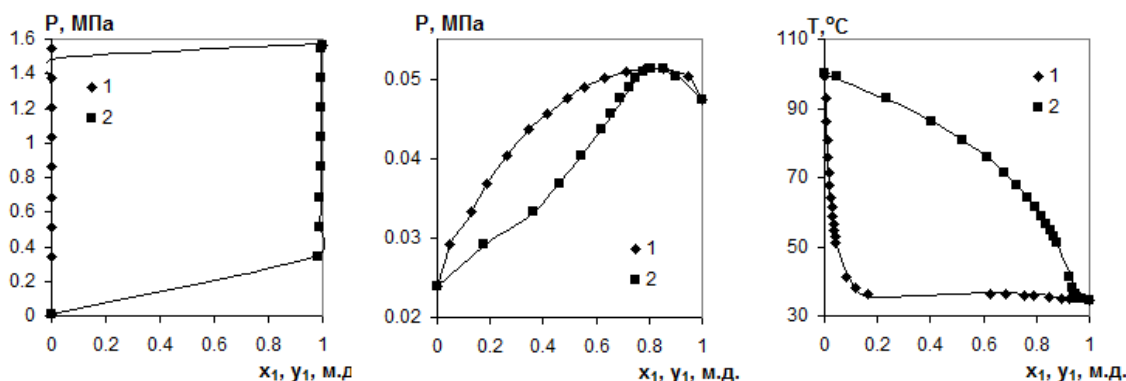


Рис. 3. Зависимости $P=f(x_1, y_1)$ для систем П (1)–В (2) при $T = 38^\circ\text{C}$ (а), В (1)–1МП2 (2) при $T = 80^\circ\text{C}$ (б) и $T=f(x_1, y_1)$ для системы ОП (1)–В (2) при $P = 0.101$ МПа (в): 1, 2 – экспериментальные данные; сплошная линия – результаты расчета.

Для оценки параметров уравнения UNIQUAC, для систем экспериментальные данные по которым в литературе не представлены, были использованы наборы псевдоэкспериментальных данных, рассчитанные с помощью модели UNIFAC. Для оценки возможности применения уравнения UNIFAC для рассматриваемой системы продуктов синтеза оксида

пропилена нами было проведено сравнение экспериментальных данных представленных в литературе, с псевдоэкспериментальными, полученными расчетным путем с использованием уравнения UNIFAC.

Найденные отклонения расчетных данных (модели UNIFAC) и экспериментальных представлены в табл. 3.

Таблица 3. Погрешность описания равновесий жидкость–пар бинарных систем с использованием псевдоэкспериментальных и литературных данных с помощью уравнения UNIFAC.

Отклонение	МС–В	ОП–МС	ОП–В	П–МС	П–ОП	ПГ–1МП2
σ_{X1} , м.д.	0.008	0.026	0.151	0.112	0.016	0.010
σ_{Y1} , м.д.	0.023	0.034	0.022	0.054	0.010	0.001
S_R^2	0.014	0.123	0.164	0.098	0.002	0.006

Из табл. 3 видно, что для рассматриваемых систем наблюдается хорошая согласованность экспериментальных и расчетных данных, полученных с использованием модели UNIFAC.

На основании этого, расчет систем, для которых данные по равновесию жидкость–пар в литературе не представлены, осуществляли с использованием псевдоэкспериментальных данных, полученных по уравнения UNIFAC.

Как было показано выше, уравнение UNIQUAC дает более точное описание экспериментальных данных. В связи с этим по псевдо-

экспериментальным данным, для систем не представленных в литературе, была проведена оценка параметров уравнения UNIQUAC как с учетом, так и без учета идеальности паровой фазы.

Полученные результаты показывают (табл. 4), что для систем ОП–ПГ, МС–ПГ, ОП–1МП2, МС–1МП2, П–1МП2, 2МП1–МС, 2МП1–П, 2МП1–ОП, 2МП1–ПГ уравнение UNIQUAC с учетом идеальности паровой фазы описывает псевдоэкспериментальные данные по ПЖР с наименьшими отклонениями.

Таблица 4. Погрешность описания равновесий жидкость–пар бинарных систем с использованием псевдоэкспериментальных данных с помощью уравнения UNIQUAC.

Система	С учетом идеальности паровой фазы					С учетом неидеальности паровой фазы				
	$\sigma_T \cdot 10^1$, °C	$\sigma_P \cdot 10^4$, МПа	$\sigma_{X1} \cdot 10^4$, м.д.	$\sigma_{Y1} \cdot 10^3$, м.д.	$S_R^2 \cdot 10^4$	$\sigma_T \cdot 10^1$, °C	$\sigma_P \cdot 10^4$, МПа	$\sigma_{X1} \cdot 10^4$, м.д.	$\sigma_{Y1} \cdot 10^3$, м.д.	$S_R^2 \cdot 10^4$
ОП–ПГ	0.04	0.02	0.02	0.00	0.00	2.34	1.08	1.08	4.25	0.11
МС–ПГ	0.01	0.00	0.02	0.02	0.00	0.79	0.26	0.68	1.84	0.01
ОП–1МП2	1.63	0.58	3.77	3.21	0.13	2.48	0.89	6.13	5.89	0.27
МС–1МП2	0.75	0.23	0.34	2.30	0.01	0.98	0.29	0.73	4.85	0.01
П–1МП2	8.15	59.95	9.86	2.40	13.22	13.19	34.40	6.76	0.46	33.08
П–ПГ	17.05	160.26	21.73	0.052	67.62	4.21	22.45	5.98	0.01	3.96
2МП1–МС	0.57	0.17	1.12	0.84	0.01	0.92	0.27	1.28	2.94	0.02
2МП1–П	1.77	11.18	1.52	0.06	0.61	10.13	78.33	7.61	1.11	20.03
2МП1–В	2.69	0.85	1.95	8.68	0.09	2.65	0.84	1.92	8.92	0.09
2МП1–1МП2	1.23	0.39	0.23	1.30	0.01	1.11	0.36	0.12	0.83	0.01
2МП1–ОП	2.75	1.09	7.04	2.83	0.36	3.59	1.40	9.33	4.89	0.60
2МП1–ПГ	0.12	0.03	0.09	0.05	0.01	0.26	0.09	0.16	1.10	0.01

Для систем П–ПГ, 2МП1–В, 2МП1–1МП2 рассчитанные данные по равновесию жидкость–пар показывают, что уравнение UNIQUAC с учетом неидеальности паровой фазы описывает псевдоэкспериментальные данные по ПЖР с наименьшими отклонениями (табл. 4).

Важно отметить, что система 2МП1–В характеризуется наличием положительного азеотропа с концентрацией В 67% масс. и температурой

кипения 98°C [11]. В табл. 5 приведены характеристики азеотропа системы 2МП1–В рассчитанные с использованием уравнения UNIQUAC с учетом идеальности и неидеальности паровой фазы.

Из табл. 5 видно, что более близкое описание азеотропа достигается с использованием уравнения UNIQUAC с учетом идеальности паровой фазы.

Таблица 5. Характеристики азеотропа в системе 2МП1–В ($P = 0.101$ МПа).

	С учетом идеальности паровой фазы		С учетом неидеальности паровой фазы	
	$T_{кип}$, °C	Содержание В, % масс.	$T_{кип}$, °C	Содержание В, % масс.
UNIQUAC	96.9	64.61	96.84	63.97

Таким образом, проанализировав качество описания различных наборов экспериментальных и псевдоэкспериментальных (модель UNIFAC) данных по ПЖР в бинарных системах, при помощи уравнений было установлено, что для большинства систем наиболее подходящей моделью описания параметров бинарного взаи-

модействия является уравнение UNIQUAC с учетом идеальности паровой фазы. Учет неидеальности паровой фазы в рассматриваемых системах не приводит к статистически значимому улучшению качества описания ПЖР. Параметры этого уравнения для различных бинарных пар приведены в табл. 6.

Таблица 6. Параметры уравнения UNIQUAC с учетом идеальности паровой фазы.

Система	a_{12}	a_{21}	b_{12}	b_{21}
В (1)–1МП2 (2)	-12.20	19.32	4547.13	-7306.27
П (1)–МС (2)	-12.55	-2.37	3087.78	694.63
П (1)–ОП (2)	-9.33	-4.95	2819.48	1334.76
МС (1)–В (2)	1.25	0.20	-205.00	-500.18
П (1)–В (2)	0.00	-150.50	-10464.87	46172.29
ОП (1)–МС (2)	5.92	-1.46	-2113.28	488.83
В (1)–ПГ (2)	27.95	28.71	-9899.41	-11708.98
ОП (1)–В (2)	-1.57	0.34	25.11	-50.59
ОП (1)–ПГ (2)	0.41	-0.50	-263.47	56.34
МС (1)–ПГ (2)	0.24	-0.40	-44.72	53.64
ОП (1)–1МП2 (2)	3.03	-0.93	-1308.76	529.55
МС (1)–1МП2 (2)	-2.69	1.27	695.96	-268.54
ПГ (1)–1МП2 (2)	-0.18	0.17	82.54	-118.59
П (1)–1МП2 (2)	16.68	3.79	-5335.99	-1051.39
П (1)–ПГ (2)	-4.08	-1.97	969.04	524.14
2МП1 (1)–МС (2)	0.59	-1.76	5.99	287.96
2МП1 (1)–П (2)	0.90	-6.06	-206.92	1490.07
2МП1 (1)–В (2)	-3.02	3.83	1127.48	-1608.49
2МП1 (1)–1МП2 (2)	0.10	0.03	23.86	-75.58
2МП1 (1)–ОП (2)	-0.66	3.64	493.99	-1614.10
2МП1 (1)–ПГ (2)	-0.15	0.14	-4.93	-30.55

В работе впервые были обобщены и проанализированы данные по ПЖР в системе продуктов синтеза оксида пропилена, получаемого методом прямого эпоксицирования пропилена водным раствором пероксида водорода в среде метилового спирта на титансодержащем катализаторе.

Было установлено, что наиболее точным уравнением для описания ПЖР в указанных

системах является уравнение UNIQUAC с учетом идеальности паровой фазы. Полученные бинарные параметры уравнения UNIQUAC могут быть использованы для математического моделирования ПЖР в многокомпонентных системах, образованных продуктами синтеза ОП, с целью разработки схемы выделения товарного продукта из реакционной массы методом ректификации.

ЛИТЕРАТУРА:

1. Челюскина Т.В., Марченкова М.Ю., Кулакова А.А. Математическое моделирование и исследование парожидкостного равновесия в системах этанол-вода-этилендиамин и этанол-вода-бутиламин // Вестник МИТХТ. 2010. Т. 5. № 3. С. 18–25.
2. Морачевский А.Г., Смирнова Н.А., Пиотровская Е.М. Термодинамика равновесия жидкость–пар. – Л.: Химия, 1989. 344 с.
3. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. – Л.: Химия, 1982. 592 с.
4. Ohgaki K., Takata H., Washida T., Katayama T. Phase equilibria for four binary systems containing propylene // Fluid Phase Equilibria. 1988. V. 43. P. 105–113.
5. Parsons M.T., Frankie W., Lau F.W., Yee E.G., Yoshikata K. Excess chemical potentials and partial molar enthalpies in aqueous 1,2- and 1,3-propanediols at 25°C // J. Solution Chem. 2003. V. 32. P. 137–153.
6. Wilding W.V., Wilson L.C., Wilson G.M. Vapor–liquid equilibrium measurements on eight binary mixtures // Am. Inst. Chem. 1991. № 1. P. 6–23.
7. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. – М.: Наука, 1966. 1440 с.
8. Вострикова В.Н., Комарова Т.В., Платонов В.М. [и др.] Равновесие жидкость–пар в бинарных системах, содержащих окись пропилена // Журн. прикл. химии. 1974. № 3. С. 568–571.
9. Li C.C., McKetta J.J. Vapor–liquid equilibrium in the propylene–water system // J. Chem. Eng. Data. 1963. V. 8. № 2. P. 271–275.
10. Chiavone-Filho O., Proust P., Rasmussen P. Vapor–liquid equilibrium for glycol ether + water systems // J. Chem. Eng. Data. 1993. V. 38. P. 128–131.
11. Огородников С.К., Лестева Т.М., Коган В.Б. Азеотропные смеси. – Л.: Химия, 1971. 848 с.