

DOI: 10.15593/2224-9400/2018.1.06

УДК 661.715.3

**З.А. Мамедов**

ПО «Азерихимия» SOCAR, Сумгаит, Азербайджан

**ОПТИМИЗАЦИЯ БЕЗРЕЦИРКУЛЯЦИОННОГО ПРОЦЕССА  
ПИРОЛИЗА ЭТАНА С БУТАН-ИЗОБУТИЛЕНОВОЙ  
ФРАКЦИЕЙ В ПРОМЫШЛЕННОЙ ПЕЧИ**

*Приведены результаты оптимизации процесса безрециркуляционного пиролиза смеси этана и бутан-изобутиленовой фракции (ББФ) в пиролизной печи типа SRT I установки ЭП-300 Сумгаитского завода «Этилен-Полиэтилен». При этом добавка ББФ к этану позволила увеличить селективность процесса пиролиза. Установлено, что добавка к этану (3500 кг/ч) ББФ в количестве (2000 кг/ч) позволила увеличить общий выход этилена и пропилена до 432,5 кг/ч по сравнению с пиролизом чистого этана. В результате оптимизации определены оптимальные параметры процесса: температура входа сырья в печь составила 850 °С и соотношение водяного пара и сырья 1:1. Приведены стехиометрические уравнения разложения углеводородов, входящих в состав ББФ. На основании разработанной математической модели рассчитаны выходы целевых продуктов (этилена и пропилена) по сравнению с использованием в качестве сырья чистого этана. Рекомендованы оптимальные варианты сочетания основных параметров процесса: загрузок этана и ББФ, соотношений водяного пара и сырья и входных температур. Приведены формулы расчета конверсии этана и ББФ, а также общей селективности процесса, соответствующие различным вариантам варьирования параметров. На основании проведенных работ вычислена также возможная прибыль завода, которая составит 2373,6 тыс. долл./год при использовании в качестве сырья смеси (этан + ББФ) по сравнению с использованием чистого этана. При ее расчете приняты следующие заводские данные: себестоимости этилена и пропилена соответственно 0,686 и 0,15 долл./кг; число часов работы установки в год – 8000.*

**Ключевые слова:** оптимизация, безрециркуляционный пиролиз, этан, бутан-изобутиленовая фракция, соотношение водяной пар:сырье.

**Z.A. Mamedov**

«Azerikhimya» PU SOCAR, Sumgait, Azerbaijan

**OPTIMIZATION UNRECIRCULATED ETHANE  
PYROLYSIS PROCESS WITH BUTANE-ISOBUTYLENE  
FRACTION IN INDUSTRIAL FURNACE**

*In this paper the results of optimization of the unrecirculated pyrolysis process of ethane mixture and butane-isobutylene fraction (BBF) in the pyrolysis furnace of type SRT I of EP-300 installation of Sumgait plant "Ethylene-polyethylene" are presented. In this case, the addition of BBF to ethane allowed to increase the selectivity of the pyrolysis process. It has been*

established that the addition of BBF in a quantity (2000 kg/h) to ethane (3500 kg/h) allowed to increase the total yield of ethylene and propylene to 432.5 kg/h in comparison with pyrolysis of pure ethane. As a result of optimization the optimum process parameters have been determined: temperature of raw material into the furnace was 850 °C and ratio of water vapor: raw material 1:1. The stoichiometric equations of decomposition of hydrocarbons included in the BBF have been presented. On the basis of the developed mathematical model the yields of the purposeful products (ethylene and propylene) in comparison with use of pure ethane as a raw material have calculated. The optimal variants of combination of the main parameters of the process: loads of ethane and BBF, the ratios of water vapor: raw material and input temperatures have been recommended. The formulas for calculation of ethane and BBF conversion, and also the total selectivity of the process corresponding to different variants of varying parameters have been presented. On the basis of the carried out works it has been also calculated the possible plant profit, which will be 2373,6 thousand dollars/year in use of mixture (ethane + BBF) as a raw material in comparison with use of pure ethane. In its calculation, the following plant data have been accepted: the costs of ethylene and propylene, respectively – 0,686 \$/kg 0.15 \$/kg; a number of hours of work of installation per year – 8000.

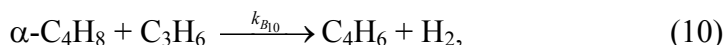
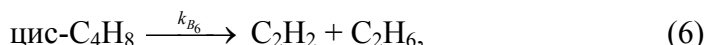
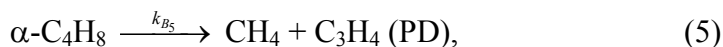
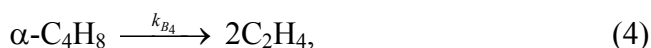
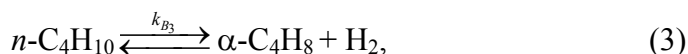
**Keywords:** optimization, unrecirculated pyrolysis, ethane, butane-isobutylene fraction, ratio of water vapor: raw material.

Процесс термического разложения углеводородов состоит из целого ряда элементарных реакций, протекающих в две стадии. Сначала протекают первичные реакции термического расщепления алканов с образованием олефинов, диолефинов и алканов с меньшим, чем у исходных, числом атомов углерода и водорода. На второй стадии образовавшиеся олефины и диолефины, а также алканы подвергаются реакциям дегидрирования, дальнейшего расщепления и конденсации с образованием метана, ацетилена, бензола и углерода. Последний, адсорбируясь на поверхности реактора, образует пиролизный кокс [1, 2].

На Сумгайтском заводе «Этилен-Полиэтилен» производства «ЭП-300» в пиролизной печи типа SRT I нами проведен безрециркуляционный пиролиз смеси этана и фракции ББФ следующего состава (об.%): *n*-бутан – 24, изобутан – 21, изобутилен – 37, *цис*-бутилен – 8 и *транс*-бутилен – 10. Исследования проведены с целью увеличения выхода целевых продуктов (этилен+пропилен).

При составлении стехиометрической схемы процесса пиролиза смеси (этан+пропан+ББФ) нами использовались предложенные ранее [3, 4] уравнения разложения этана и пропана, включающие соответственно 9 и 5 уравнений. В данную схему включили также стехиометрические уравнения разложения углеводородов ББФ:





где  $\text{C}_3\text{H}_4$  (ПД) – пропадиен,  $\text{C}_3\text{H}_4$  (МА) – метилацетилен (пропин), цис- $\text{C}_4\text{H}_8$  – цис-2-бутилен, транс- $\text{C}_4\text{H}_8$  – транс-2-бутилен,  $\text{C}_6\text{H}_{12}$  – 1-гексин,  $\text{C}_7\text{H}_{14}$  – 1-гептен,  $\alpha\text{-C}_4\text{H}_8$  – нормальный бутилен.

На основании разработанной математической модели была проведена оптимизация безрециркуляционного ( $\alpha_R=0$ ) процесса пиролиза смеси (этан+ББФ).

При варьировании совокупности параметров (загрузка этана  $g_{\text{C}_2\text{H}_6}^0$ , загрузка ББФ  $g_{\text{ББФ}}^0$ , соотношение водяного пара и сырья и температура на входе в реактор  $t_0$ ) в следующих интервалах их изменения:  $g_{\text{C}_2\text{H}_6}^0$  – 2500–3500 кг/ч,  $g_{\text{ББФ}}^0$  – 1000–2000 кг/ч, соотношение водяного пара и сырья  $g_{\text{H}_2\text{O}}:g^0$  – (1:1)...(2:1), температура входа  $t_0$  – 775–850 °С. Здесь  $g^0 = g_{\text{C}_2\text{H}_6}^0 + g_{\text{ББФ}}^0$  [5].

Выходы целевых продуктов (этилен + пропилен), определенные в результате оптимизации, сравнивались с выходами целевых продуктов при использовании в качестве сырья чистого этана.

В табл. 1 приведены разницы в выходах целевых продуктов  $\Delta$  при использовании в качестве сырья смеси (этан + ББФ) и просто чистого этана при одинаковых загрузках, соотношениях водяного пара и сырья и входных температурах из указанных выше интервалов их изменения.

Таблица 1

Разница в выходах целевых продуктов при использовании в качестве сырья смеси (этан+ББФ) и чистого этана при одинаковых для обоих случаев загрузках, соотношениях водяного пара и сырья и входных температурах

$g_{C_2H_6}^0 = 2500$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 1:1$			$g_{C_2H_6}^0 = 2500$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 1.5:1$			$g_{C_2H_6}^0 = 2500$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 2:1$							
$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$		$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$		$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$						
	775	800		825	850		775	800	825	850			
1000	-28,12	-53,99	-78,74	-100,59	99,41	85,36	67,35	46,48	147,38	151,33	149,13	141,51	
1500	255,76	229,79	200,42	169,4	354,73	352,22	342,31	326,08	348,15	375,33	393,38	402,77	
2000	523,62	503,71	476,52	811,07	572,52	590,79	597,55	757,15	479,55	536,15	582,86	625,21	
$g_{C_2H_6}^0 = 3000$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 1:1$			$g_{C_2H_6}^0 = 3000$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 1.5:1$			$g_{C_2H_6}^0 = 3000$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 2:1$							
$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$		$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$		$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$						
	775	800		825	850		775	800	825	850			
1000	-105,30	-146,88	-191,53	-236,86	1000	9,43	-8,57	-95,72	-61,38	1000	39,98	46,16	45,24
1500	151,79	116,54	73,28	29,11	1500	226,52	224,36	213,51	195,24	1500	192,55	222,86	244,87
2000	385,64	286,80	328,37	540,09	2000	403,09	424,16	433,96	518,9	2000	278,61	333,57	390,96
$g_{C_2H_6}^0 = 3500$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 1:1$			$g_{C_2H_6}^0 = 3500$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 1.5:1$			$g_{C_2H_6}^0 = 3500$ кг/ч; $g_{H_2O} : g^0 = 2:1$							
$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$		$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$		$g_{ББФ}^0$	Разница в выходах $\Delta$ , кг/ч при $t_0, ^\circ\text{C}$						
	775	800		825	850		775	800	825	850			
1000	-77,71	-121,73	-173,04	-230,35	1000	3,51	-11,04	-33,61	-63,48	1000	4,85	17,1	21,97
1500	148,63	113,07	72,31	20,32	1500	189,15	192,71	186,17	170,30	1500	115,97	149,72	175,94
2000	364,19	335,72	307,60	432,5	2000	332,56	359,34	374,80	418,79	2000	158,27	280,11	272,20

Примечание:  $\Delta = g(C_2H_4 + C_3H_6)_{(этан + ББФ)} - g(C_2H_4 + C_3H_6)_{(этан)}$ .

Как видим из табл. 1, при соотношении водяного пара и сырья 1:1 добавление к этану ББФ в количестве  $g_{\text{ББФ}}^0 = 1000$  кг/ч для всех загрузок смеси (этан+ББФ) в интервале 2500–3500 кг/ч и всех температур входа сырья в интервале 775–850 °С разности выходов имеют отрицательные значения, т.е. добавка ББФ в этих случаях нецелесообразна по сравнению со случаем чистого этана.

Тот же вывод для  $g_{\text{ББФ}}^0 = 1000$  кг/ч можно сделать относительно загрузок 3000 и 3500 кг/ч и соотношении водяного пара и сырья 1,5:1 в интервале температур 800–850 °С [6, 7].

Таким образом, в указанных случаях нет необходимости добавлять ББФ, т.е. можно получить лучшие выходы целевых продуктов при использовании в качестве сырья чистого этана. Поэтому опыты с отрицательной разностью в выходах отсеиваются, а из всего оставшегося массива данных, представленных в табл. 1, выбираются только те, которые соответствуют наибольшей разности целевых продуктов для обоих рассматриваемых случаев используемого сырья (этан + ББФ) и (этан) [8], т.е. наиболее целесообразные для проведения процесса (в таблице взяты в рамку).

Выборочные данные представлены в табл. 2, из которой сразу видно, какое количество ББФ надо добавить к данной загрузке этана [9], при каком соотношении водяного пара и сырья и какой температуре на входе в реактор нужно проводить процесс, чтобы получить наилучшие выходы целевых продуктов.

Именно добавка к этану (3500 кг/ч) ББФ в количестве 2000 кг/ч позволила увеличить общий выход этилена и пропилена до 432,5 кг/ч по сравнению с пиролизом чистого этана. При этом температура входа сырья в печь составила 850 °С и соотношение водяного пара и сырья 1:1.

Кроме того, в табл. 2 указаны соответствующие каждому случаю конверсии этана и ББФ, а также общие селективности процесса, рассчитанные по следующим формулам [10]:

конверсия этана

$$x_1 = \frac{g_{\text{C}_2\text{H}_6}^0 - g_{\text{C}_2\text{H}_6}}{g_{\text{C}_2\text{H}_6}^0},$$

конверсия ББФ

$$x_2 = \frac{g_{\text{ББФ}}^0 - g_{\text{ББФ}}}{g_{\text{ББФ}}^0},$$

Таблица 2

Рекомендуемые оптимальные варианты сочетания загрузки этана и ББФ, соотношений водяного пара и сырья и входных температур и ожидаемый экономический эффект от их применения

$g_{C_2H_6}^0$ , кг/ч	$g_{ББФ}^0$ , кг/ч	$g_{H_2O} : g^0$	$t_0, ^\circ C$	$x_1$	$x_2$	$S$	$g(C_2H_4 + C_3H_6)$ (этан+ББФ), кг/ч	$g(C_2H_4 + C_3H_6)$ (этан), кг/ч	$\Delta$ , кг/ч	Прибыль завода от применения смеси (этан+ББФ), тыс.долл./год
2500	1000	1.5:1	775	0,625	0,849	0,400	1097,03	997,62	99,41	545,6
2500	1000	2:1	800	0,554	0,840	0,462	1149,13	997,80	151,33	830,5
2500	1500	1:1	775	0,661	0,850	0,347	1214,45	958,69	255,76	1403,6
2500	1500	1.5:1	775	0,515	0,841	0,465	1352,35	997,62	354,73	1946,8
2500	1500	2:1	850	0,443	0,808	0,526	1353,41	950,64	402,77	2210,4
2500	2000	1:1	850	0,550	0,849	0,535	1645,55	834,48	811,07	4451,2
2500	2000	1.5:1	850	0,421	0,827	0,614	1662,59	905,44	757,15	4155,2
2500	2000	2:1	850	0,333	0,751	0,676	1575,85	950,64	625,21	3431,1
3000	1000	1.5:1	775	0,533	0,843	0,485	1307,07	1297,64	9,43	51,8
3000	1000	2:1	800	0,472	0,818	0,540	1316,74	1270,58	46,16	253,3
3000	1500	1:1	775	0,571	0,848	0,432	1478,19	1326,40	151,79	833,0
3000	1500	1.5:1	775	0,443	0,824	0,534	1524,16	1297,64	226,52	1243,1
3000	1500	2:1	850	0,452	0,807	0,533	1530,19	1271,42	258,77	1420,1
3000	2000	1:1	850	0,523	0,848	0,558	1821,72	1281,63	540,09	2964,0
3000	2000	1.5:1	850	0,400	0,815	0,636	1801,46	1282,56	518,90	2847,7
3000	2000	2:1	850	0,315	0,718	0,699	1663,81	1271,42	392,39	2153,4
3500	1000	1.5:1	775	0,463	0,830	0,548	1456,18	1452,67	3,51	19,3
3500	1000	2:1	825	0,441	0,801	0,573	1454,23	1432,26	21,97	120,6
3500	1500	1:1	775	0,500	0,845	0,496	1668,81	1519,68	148,63	815,7
3500	1500	1.5:1	800	0,424	0,813	0,557	1665,24	1472,53	192,71	1057,6
3500	1500	2:1	850	0,393	0,767	0,591	1644,79	1450,58	194,21	1065,8
3500	2000	1:1	850	0,497	0,846	0,578	1983,71	1551,21	432,50	2373,6
3500	2000	1.5:1	850	0,378	0,800	0,657	1920,75	1501,96	418,79	2298,3
3500	2000	2:1	850	0,299	0,693	0,715	1738,08	1450,58	287,50	1577,8

общая селективность

$$S = \frac{g_{C_2H_4}}{g_{C_2H_6}^0 x_1 + g_{ББФ}^0 x_2},$$

где  $g_{C_2H_6}$ ,  $g_{ББФ}^0$ ,  $g_{C_2H_4}$  – текущие значения  $C_2H_6$ , ББФ и  $C_2H_4$ .

На основании проведенных работ вычислена также возможная прибыль завода при использовании в качестве сырья смеси (этан + ББФ) по сравнению с использованием чистого этана. При ее расчете принимали следующие заводские данные: себестоимости этилена и пропилена соответственно 0,686 и 0,15 долл./кг; число часов работы установки в год – 8000.

Таким образом, представленные в табл. 2 данные могут служить руководством для управления безрециркуляционным процессом пиролиза смеси (этан + ББФ) на заводе ЭП-300. При этом добавка ББФ к этану позволяет увеличить селективность процесса.

#### Список литературы

1. Пиролиз углеводородного сырья / Т.Н. Мухина, Н.Л. Барабанов, С.Е. Бабаш, В.А. Меньшиков, Г.Л. Аврех. – М.: Химия, 1987. – 239 с.
2. Кравцов А.В., Сваровская Н.А., Зеленко И.Ю. Научные основы моделирования широкой фракции легких углеводородов // Тез. докл. II междунар. конф. по химии нефти. – Томск, 1994. – С. 164.
3. Моделирование и исследование процесса пиролиза этана с обратной связью / А.М. Алиев, А.И. Бабаев, А.М. Гусейнова, Н.Р. Исмаилов // Математические методы в технике и технологиях ММТТ-22: материалы XXII междунар. науч. конф. – Псков, 2009. – С. 150–153.
4. Кинетические исследования процесса пиролиза парафиновых углеводородов  $C_2-C_4$  / А.З. Таиров, А.М. Алиев, М.З. Керимов, М.А. Гасанов, А.М. Гусейнова, З.А. Мамедов, Н.Р. Исмаилов // Химические проблемы. – 2007. – № 1. – С. 54–58.
5. Математическое моделирование и оптимизация промышленного процесса пиролиза этана совместно с бутан-бутиленовой фракцией с учетом обратной связи / А.М. Алиев, А.И. Бабаев, А.З. Таиров, А.М. Гусейнова, Н.Р. Исмаилов // Азербайджанский химический журнал. – 2010. – № 2. – С. 16–24.
6. Андреева М.М., Архиреев В.П. Исследование влияния соотношения сырье-пар на выход этилена при пиролизе этана // Вестник Казанского технологического университета. – 2008. – № 1. – С. 90–96.
7. Шеин В.П., Муртазин Д.Р. Влияние парциального давления сырья на кинетические параметры пиролиза // Межвуз. сб. науч. тр. – Уфа, 2001. – С. 361.

8. Salari D., Niaei A., Nabavi S.R. Multi-objective genetic optimization of ethane thermal cracking reactor // *Iranian Journal of Chemical Engineering*. – 2008. – Vol. 5, no. 3. – URL: available at: [http://works.bepress.com/reza\\_nabavi/9/](http://works.bepress.com/reza_nabavi/9/).

9. Ерофеев В.И., Маскаев Г.П. Совместный термический пиролиз этановой фракции и прямогонного бензина // *Международный журнал прикладных и фундаментальных исследований*. – 2015. – № 9-2. – С. 264–267.

10. Муртазин Д.Р., Шеин В.П., Ахметов С.А. Вероятностно-статистическая кинетическая модель пиролиза индивидуальных углеводородов // *Нефтегазопереработка и нефтехимия – проблемы и перспективы: тез. докл. междунар. науч.-практ. конф.* – Уфа, 2001. – С. 230.

### References

1. Mukhina T.N., Barabanov N.L., Babash S.E., Men'shikov V.A., Avrekh G.L. *Piroliz uglevodorodnogo syr'ia* [Pyrolysis of hydrocarbon feedstocks]. Moscow, Khimiia, 1987, 239 p.

2. Kravtsov A.V., Svarovskaia N.A., Zelenko I. Iu. *Nauchnye osnovy modelirovaniia širokoi fraktsii legkikh uglevodorodov* [Scientific foundations of modeling a wide fraction of light hydrocarbons]. *II Mezhdunarodnaia konferentsia po khimii nefii*. Tomsk, 1994, p. 164.

3. Aliev A.M., Babaev A.I., Guseinova A.M., Ismailov N.R. *Modelirovanie i issledovanie protsessa piroliza etana s obratnoi sviaz'iu* [Modeling and research of ethane pyrolysis with feedback]. *Matematicheskie metody v tekhnike i tekhnologiiakh MMTT-22*, 2009, pp.150-153.

4. Tairov A.Z., Aliev A.M., Kerimov M.Z., Gasanov M.A., Guseinova A.M., Mamedov Z.A., Ismailov N.R. *Kineticheskie issledovaniia protsessa piroliza parafinovykh uglevodorodov C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub>* [Kinetic studies of the process of pyrolysis of paraffin hydrocarbons C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub>]. *Khimicheskie problemy*, 2007, no. 1, pp. 54-58.

5. Aliev A.M., Babaev A.I., Tairov A.Z., Guseinova A.M., Ismailov N.R. *Matematicheskoe modelirovanie i optimizatsiia promyshlennogo protsessa piroliza etana sovместno s butan-butilenovoi fraktsiei s uchetom obratnoi sviazi* [Mathematical modeling and optimization of industrial process of ethane pyrolysis together with butane-butylene fraction with feedback]. *Azerbaidzhanskii khimicheskii zhurnal*, 2010, no. 2, pp.16-24.

6. Andreeva M.M., Arkhireev V.P. *Issledovanie vliianiia sootnosheniia syr'e-par na vykhod etilena pri pirolize etana* [Investigation of the influence of the raw-steam ratio on the yield of ethylene in the pyrolysis of ethane]. *Vestnik Kazanskogo tekhnologicheskogo universiteta*, 2008, no. 1, pp. 90-96.

7. Shein V.P., Murtazin D.R. *Vliianie partial'nogo davleniia syr'ia na kineticheskie parametry piroliza* [Effect of partial pressure of raw materials on the kinetic parameters of pyrolysis]. *Mezhvuzovskii sbornik nauchnykh trudov*, Ufa, 2001, p. 361.

8. Salari D., Niaei A., Nabavi S.R. Multi-objective genetic optimization of ethane thermal cracking reactor. *Iranian Journal of Chemical Engineering*, 2008, vol. 5, no. 3, available at: [http://works.bepress.com/reza\\_nabavi/9/](http://works.bepress.com/reza_nabavi/9/).

9. Erofeev V.I., Maskaev G.P. *Совместный термический пиролиз этановой фракции и прямогонного бензина* [Combined thermal pyrolysis of ethane fraction and straight run gasoline]. *Mezhdunarodnyi zhurnal prikladnykh i fundamental'nykh issledovaniy*, 2015, no. 9-2, pp. 264-267.



10. Murtazin D.R., Shein V.P., Akhmetov S.A. Veroiatnostno-statisticheskaiia kineticheskaiia model' piroliza individual'nykh uglevodorodov [Probabilistic-statistical kinetic model of pyrolysis of individual hydrocarbons]. *Neftegazopererabotka i neftekhimiia – problemy i perspektivy*. Ufa, 2001, p. 230.

Получено 21.02.2018

### **Об авторе**

**Мамедов Закир Абдулла оглы** (Сумгаит, Азербайджан) – кандидат химических наук, заместитель начальника производственно-технического отдела ПО «Азерихимия» SOCAR (AZ5000 Азербайджанская Республика, г. Сумгаит, ул. Самеда Вургун, 86, e-mail: zakirA.mammadov@socar.az).

### **About author**

**Zakir Abdulla Mamedov** (Sumgait, Azerbaijan) – Ph.D. in Chemical Sciences, Deputy Head of Production and Technical Department of PA "Azerikimiya" SOCAR (86, Samed Vurgun str., Sumgait, Azerbaijan, AZ5000, e-mail: zakirA.mammadov@socar.az).