

Исследование возможных вариантов технологических схем установок газодифракционирования широкой фракции легких углеводородов

Марк В. Воронов

¹

chemicaluniversity@mail.ru

Сергей В. Попов

¹

svpopov2018@ya.ru



0000-0003-0533-9049

Оксана В. Хабибрахманова

¹

chemicaluniversity@mail.ru



0000-0002-1523-9861

Андрей Д. Юлин

¹

chemicaluniversity@mail.ru

¹ Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Митронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия

Аннотация. Анализ компонентного состава этан-пропановой фракции, получаемой на действующих газодифракционирующих установках из широкой фракции легких углеводородов (ШФЛУ), показывает, что из-за недостаточно четкого разделение легких углеводородов C_1+C_3 в этан-пропановой фракции (ЭПФ) наблюдается высокое содержание пропана. ЭПФ используется на установке пиролиза, где целевым полупродуктом получают этилен, следовательно, в промышленных условиях необходимо обеспечить предельно возможное извлечение пропана из состава ЭПФ. В технологической схеме действующих установок ЭПФ получают с использованием фракционирующего абсорбера или ректификационной колонны. В обоих вариантах ЭПФ отбирается верхом аппаратов, а кубовый продукт, содержащий углеводороды C_3+ , подается на дальнейшее расфракционирование. С целью анализа работы газодифракционирующих установок в программной среде Honeywell UniSim Design разработана модель установок. Проведенный вычислительный эксперимент с использованием различных промышленных значений содержания углеводородов в ШФЛУ показал, что для достижения предельно возможного извлечения пропана из ЭПФ необходимо в получаемую на фракционирующем абсорбере (или ректификационной колонне) ЭПФ вовлекать весь пропан так, чтобы в кубовом продукте аппарата была только фракция углеводородов C_4+ , направляемая на дальнейшее разделение. Полученная таким образом ЭПФ направляется в дополнительную ректификационную колонну, в которой обеспечивается четкое разделение на этановую (дистиллят колонны) и пропановую (кубовый продукт колонны) фракции, при этом в полученных фракциях достигаются показатели по концентрированию, улучшающие соответствующие показатели норм по ТУ 0272-022-00151638-99. Приводятся рассчитанные режимные параметры и фракционные составы технологических потоков аппаратов, описывается измененная схема установки. Разработанные модели могут использоваться для оптимизации режимов работы промышленных аппаратов и проектирования новых установок, а также для обучения технологов приемам квалифицированного ведения процесса.

Ключевые слова: широкая фракция легких углеводородов, фракционирование, абсорбционная колонна, ректификационная колонна, моделирование, Honeywell UniSim Design.

Study of possible options for technological schemes of gas fractionation plants for a wide fraction of light hydrocarbons

Mark V. Voronov

¹

chemicaluniversity@mail.ru

Sergey V. Popov

¹

svpopov2018@ya.ru



0000-0003-0533-9049

Oksana V. Khabibrakhmanova

¹

chemicaluniversity@mail.ru



0000-0002-1523-9861

Andrey D. Yulin

¹

chemicaluniversity@mail.ru

¹ Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia

Abstract. Analysis of the component composition of the ethane-propane fraction obtained from the wide fraction of light hydrocarbons (NGL) at operating gas fractionation plants shows that due to the insufficiently clear separation of light hydrocarbons C_1+C_3 , a high propane content is observed in the ethane-propane fraction (EPF). SPE is used in the pyrolysis plant, where ethylene is obtained as the target intermediate, therefore, under industrial conditions, it is necessary to ensure the maximum possible extraction of propane from the SPE composition. In the technological scheme of operating plants, SME is obtained using a fractionating absorber or a distillation column. In both versions, the SME is taken from the top of the apparatus, and the bottom product containing C_3+ hydrocarbons is fed for further fractionation. In order to analyze the operation of gas fractionation plants in the Honeywell UniSim Design software environment, a plant model was developed. A computational experiment using various industrial values of the hydrocarbon content in NGL showed that in order to achieve the maximum possible extraction of propane from the PSP, it is necessary to involve all the propane in the PSP obtained on the fractionating absorber (or distillation column) so that only the C_4+ hydrocarbon fraction is in the bottom product of the apparatus for further separation. The ESP obtained in this way is sent to an additional distillation column, which provides a clear separation into ethane (distillate of the column) and propane (bottom product of the column) fractions, while in the obtained fractions concentration indicators are achieved that improve the corresponding indicators of standards according to TU 0272-022-00151638-99. The calculated regime parameters and fractional compositions of technological flows of apparatuses are given, the modified scheme of the installation is described. The developed models can be used to optimize the operating modes of industrial devices and design new installations, as well as to train technologists in the methods of qualified process management.

Keywords: broad fraction of light hydrocarbons, fractionation, absorption column, distillation column, modeling, Honeywell UniSim Design

Для цитирования

Воронов М.В., Попов С.В., Хабибрахманова О.В., Юлин А.Д. Исследование возможных вариантов технологических схем установок газодифракционирования широкой фракции легких углеводородов // Вестник ВГУИТ. 2023. Т. 85. № 1. С. 194–203. doi:10.20914/2310-1202-2023-1-194-203

For citation

Voronov M.V., Popov S.V., Khabibrakhmanova O.V., Yulin A.D. Study of possible options for technological schemes of gas fractionation plants for a wide fraction of light hydrocarbons. *Vestnik VGUIT* [Proceedings of VSUET]. 2023. vol. 85. no. 1. pp. 194–203. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2023-1-194-203

This is an open access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution 4.0 International License

Введение

Ресурсосбережение на всей технологической цепочке от подготовки и конвертирования сырья до получения товарной продукции – постоянная и значимая задача для любого современного нефтегазового предприятия. В результате переработки попутного нефтяного газа получают широкую фракцию легких углеводородов (ШФЛУ), состоящую в основном из предельных углеводородов $C_1 \div C_6$ и выше. На следующем технологическом этапе ШФЛУ подвергается разделению на отдельные фракции углеводородов. От четкости разделения углеводородов зависит их дальнейшее возможное использование в качестве товарной продукции или в других нефтехимических синтезах. Практический интерес предельного и качественного расфракционирования ШФЛУ объясняется многотоннажностью установок, где даже небольшая оптимизация процесса приводит к существенному улучшению общих технико-экономических показателей газодифракционирования, а получаемый экономический эффект обеспечивает достаточно быструю окупаемость дополнительного технологического оборудования, которое может потребоваться для совершенствования процесса.

В промышленных условиях достигается недостаточно четкое разделение легких углеводородов $C_1 \div C_3$ и, соответственно, при концентрировании имеет место их взаимное присутствие в соответствующих фракциях, превышающее нормы технических условий [1–3]. На практике это может быть связано с отклонениями от оптимального технологического режима работы установки, неустойчивой работой контактных устройств, отклонениями от целесообразного температурного профиля по высоте колонны. В работе [4] рассматривается ряд исследований [5–8], направленных на улучшение четкости разделения компонентов ШФЛУ. В частности, изменение тарелок ввода-вывода орошений абсорбционной колонны приводит к уменьшению расчетного количества пропана в этан-пропановой фракции (ЭПФ). В патентах [9–11] предлагаются варианты аппаратного оформления узлов деэтаннизации и депропаннизации.

Цель работы – для действующей газодифракционирующей установки поиск технологических вариантов для предельно возможного уменьшения содержания пропана в ЭПФ.

Методы

На рисунке 1 в координатах «давление-температура» показаны кривые кипения и конденсации для фракции углеводородов $C_1 \div C_3$.

Раздельное расположение кривых показывает на возможность достаточно четкого разделения компонентов смеси, например, в диапазоне давлений в массообменном аппарате 1000–2000 кПа.

На рисунке 2 показана схема действующей газодифракционирующей установки [12, 13]. В качестве сырья поступает ШФЛУ газо- и нефтеперерабатывающих заводов с возможным вовлечением бензина газового стабильного.

В аппарате I (фракционирующий абсорбер по технологии [12] или ректификационная колонна по технологии [13]) происходит выделение из ШФЛУ этан-пропановой фракции, которая используется в качестве сырья пиролиза для заводов органического синтеза, а также как топливо для печей нефтехимических производств.

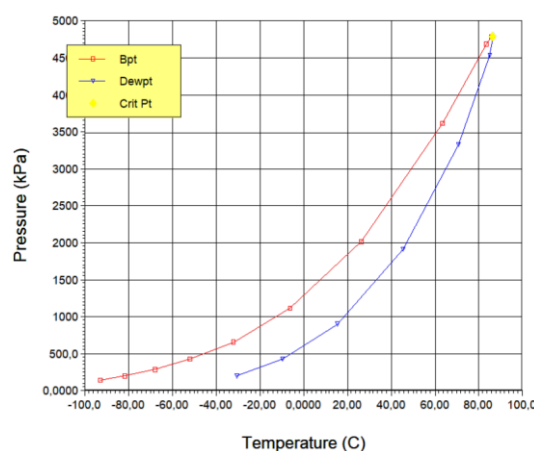


Рисунок 1. Кривые кипения и конденсации фракции углеводородов $C_1 \div C_3$ (распечатка в Honeywell UniSim Design)

Figure 1. Evaporation and condensation curves of the hydrocarbon fraction $C_1 \div C_3$ (printout in Honeywell UniSim Design)

На колонне II производится дальнейшее разделение кубового продукта колонны I на легкую (пропан-бутановую) и тяжелую (пентан-гексановую) фракции. Из легкой фракции в аппарате III и разрезной колонне V выделяют пропан, изобутан и н-бутан. В аппарате IV и разрезной колонне VI выделяют гексановую фракцию, изопентан и н-пентан. Гексановая фракция используется в качестве абсорбента на колонне I [12].

Для действующих установок [12, 13] исследования по поиску технологических вариантов для предельно возможного уменьшения содержания пропана в ЭПФ проводили с использованием программной среды Honeywell UniSim Design [14]. Свойства компонентов технологических потоков рассчитывались по методу Peng-Robinson. В компонентный состав технологических потоков включены метан, этан, пропан, i-бутан, n-бутан, i-пентан, n-пентан, n-гексан, n-гептан, n-октан, n-нонан.

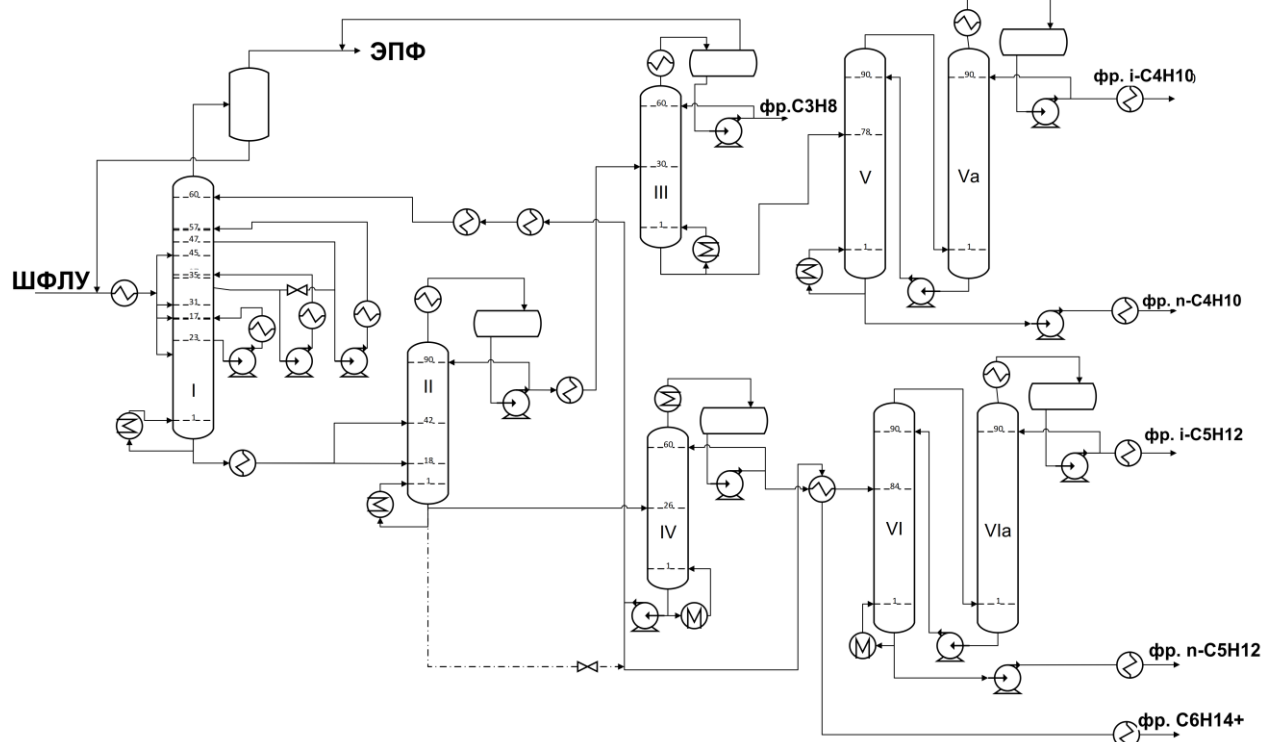


Рисунок 2. Схема газодифракционной установки
Figure 2. Scheme of gas fractionation plant

Результаты и обсуждение

В приведенной схеме газодифракционной установки (рисунок 2) после выделения ЭПФ верхом аппарата I её кубовый продукт (фракция C_3^+) подается на дальнейшее расфракционирование. Расчеты показали, что, если колонна I будет функционировать как деэтанizador (содержание этана в кубовом продукте порядка 0,001% мас.), то для достижения практического отсутствия пропана в дистилляте (содержание 0,01% мас.) необходимы следующие технологические режимы и конструкционные параметры аппарата: актуальное число тарелок $N_t = 88$, минимальное флегмовое число $R_{min} = 3,54$; температуры в конденсаторе и ребойлере $-95,6$ и $98,7$ °C соответственно, давление $P = 2000$ кПа.

При формировании ЭПФ в промышленных условиях для разделения смеси легких углеводородов не используют такие низкие температуры в веру аппарата и технологические режимы выбирают так, чтобы содержание этана в кубе колонны $C_{куб, этан}^{верх} \rightarrow min$ и содержание пропана в дистилляте $C_{дистиллят, пропан}^{верх} \rightarrow min$. При этом с учётом термодинамических характеристик углеводородов в ЭПФ увлекается заметное количество пропана, причем его присутствие в этой фракции нежелательно, если фракция поступает на установку пиролиза, а в целом для установки это «потеря» пропана.

Если колонна I будет функционировать как депропанizador (содержание пропана в кубовом продукте порядка 0,03% мас.), то при содержании *i*-бутана в дистилляте 0,07% мас. можно использовать колонну с 30 тарелками, флегмовое число $R = 18$; температуры в конденсаторе и ребойлере $11,1$ и 109 °C соответственно, давление $P = 1550$ кПа. При этом, как видно из рисунка 1), поток веру колонны I может быть чётко разделен на этановую и пропановую фракции.

Анализ приведенных оценок возможной работы колонны I показывает, что для промышленных установок [12, 13] целесообразным вариантом технологии разделения легких углеводородов ШФЛУ, отличным от схемы на рисунке 2, возможен способ разделения, когда в получаемую ЭПФ вовлекаются практически все углеводороды $C_1 \div C_3$ с их последующим разделением на этановую (ЭФ) и пропановую (ПФ) фракции.

На рисунке 3 показан фрагмент газодифракционной установки, в которой реализован такой технологический вариант, когда выбором технологических режимов в колонне выделения ЭПФ в кубовом продукте практически отсутствует пропан (соответственно метан и этан), разделение компонентов полученной ЭПФ на ЭФ и ПФ выполняется в дополнительной колонне, а кубовый продукт (фракция C_4^+) поступает на дальнейшее расфракционирование.

В технологической схеме с использованием для выделения ЭПФ ректификационной колонны (рисунок 3а) [13] сырьё (поток **шфлу 2**) подаётся на 19 тарелку колонны КР-1 (число тарелок 30, эффективность 0.8). Кубовый продукт (поток **фр. С4+**), имеющий в своём составе углеводороды C_4+ , подаётся на дальнейшее разделение, а дистиллят (поток **фр. С2-С3**) поступает на разделение в колонну КР-1/доп, верхом которой отбирается ЭФ (поток **фр. С2Н6**), а кубовый продукт – ПФ (поток **фр. С3Н8**).

Расчеты показали, что для четкого разделения ЭФ и ПФ (содержание этана в кубе 0,01% мас., содержание пропана в дистилляте 0,01% мас.) в ректификационной колонне КР-1/доп при давлении порядка 2450 кПа потребуется 21 теоретическая тарелка (актуальное число тарелок 60, тарелка питания 24), принятое флегмовое число 2,5.

Рассчитанные оценки режимных параметров и компонентный состав технологических

потоков колонн КР-1 и КР-1/доп приведены в таблице 1 и таблице 2. Видно, что в колонне КР-1 при температурах верха $T_v = 11\text{ }^{\circ}\text{C}$ и низа $T_n = 109\text{ }^{\circ}\text{C}$ (таблица 1a) в кубовом остатке (столбец фр. С4+ таблица 1b) присутствуют только углеводороды C_4+ и практически отсутствует пропан (содержание в потоке порядка 0,03% мас.). В колонне КР-1/доп при температурах в конденсаторе $T_{\text{конд}} = -1,9\text{ }^{\circ}\text{C}$ и ребойлере $T_{\text{реб}} = 67,9\text{ }^{\circ}\text{C}$ (таблица 2a) достигается четкое разделение этановой (столбец фр. C_2H_6 таблица 2b) и пропановой фракций (столбец фр. C_3H_8 таблица 2b). В ЭФ содержание пропана составляет 0,07% мас., в ПФ содержится порядка 0,07% мас. этана. Профиль изменения температуры по высоте колонн показан на рисунке 4.

В технологической схеме, показанной на рисунке 3б, для выделения ЭПФ используется фракционирующий абсорбер ФА-1 [12].

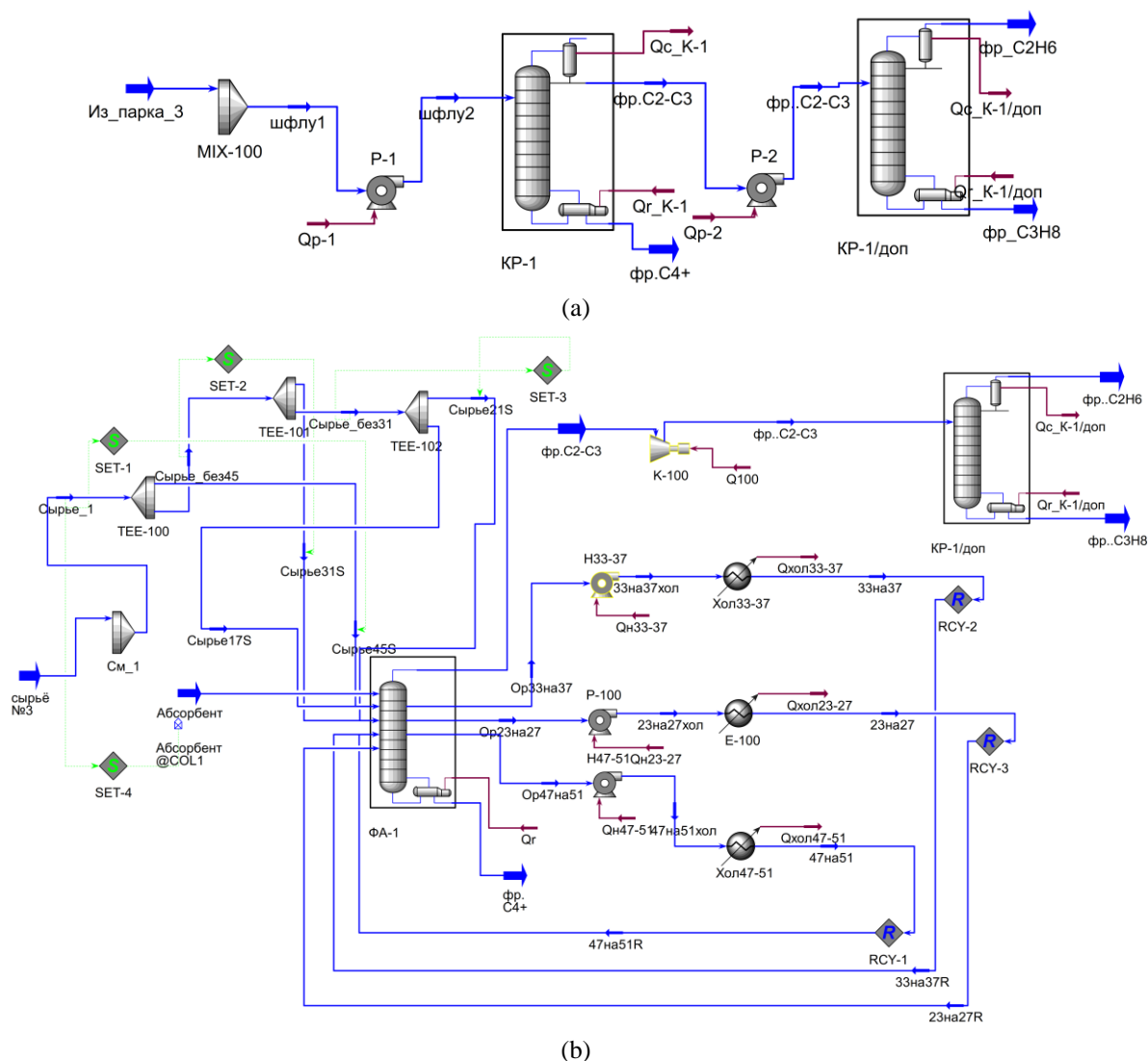


Рисунок 3. Фрагменты схемы выделения этан-пропановой фракции на газофракционирующей установке: (а) – ректификационное выделение; (б) – абсорбционное выделение (распечатка в Honeywell UniSim Design)

Figure 3. Fragments of the scheme for separating the ethane-propane fraction at the gas fractionation unit: (a) distillation separation; (b) Absorptive release (Honeywell UniSim Design printout)

Фракция ШФЛУ (поток **сырьё № 3**) подаётся на 17, 21, 31 и 45 тарелки (число тарелок 60, эффективность контактных устройств 0.7). Абсорбентом является гексановая фракция установки. Кубовый продукт абсорбера (поток **фр. C4+**) по аналогии с технологической схемой на рисунке 3а

подаётся на дальнейшее разделение, а дистиллят (поток **фр. C2-C3**) после компримирования поступает на 24 тарелку колонны КР-1/доп для разделения на ЭФ (поток **фр.. C2Н6**) и ПФ (поток **фр.. C3Н8**).

Таблица 1.

Значения технологических режимов (а) и компонентный состав потоков (б) колонны КР-1, показанной на рисунке 3а, (распечатка в Honeywell UniSim Design)

Table 1.

The values of technological regimes (a) and the component composition of flows (b) of the КР-1 column, shown in Figure 3а, (printout from Honeywell UniSim Design)

Name	шфлу2	фр.С4+	фр.С2-С3
Vapour	0,5606	0,0000	0,0000
Temperature [C]	77,86	109,0	11,09
Pressure [kPa]	2100	1590	1533
Molar Flow [kgmole/h]	1184	482,0	702,4
Mass Flow [kg/h]	5,785e+004	3,012e+004	2,773e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	111,0	50,75	60,22
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,170e+005	-1,436e+005	-1,135e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	139,6	111,6	104,2
Heat Flow [kJ/h]	-1,386e+008	-6,922e+007	-7,971e+007

(a)

	шфлу2	фр.С4+	фр.С2-С3
Methane	0,010047	0,000000	0,016941
Ethane	0,175431	0,000000	0,295807
Propane	0,407285	0,000283	0,686559
i-Butane	0,091598	0,224099	0,000679
n-Butane	0,210339	0,516855	0,000015
i-Pentane	0,043665	0,107300	0,000000
n-Pentane	0,040212	0,098816	0,000000
n-Hexane	0,021424	0,052647	0,000000

(b)

Таблица 2.

Значения технологических режимов (а) и компонентный состав потоков (б) колонны КР-1/доп, показанной на рисунке 3а, (распечатка в Honeywell UniSim Design)

Table 2.

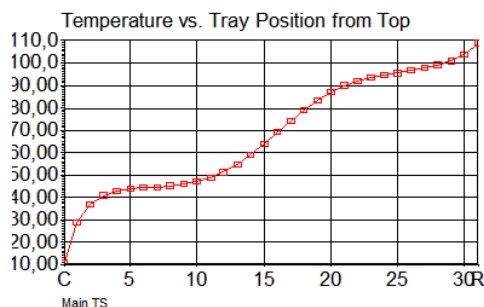
Values of technological regimes (a) and component composition of flows (b) column КР-1/доп, shown in Figure 3а, (printout from Honeywell UniSim Design)

Name	фр..С2-С3	фр_С3Н8	фр_С2Н6
Vapour	0,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	12,35	67,91	-1,918
Pressure [kPa]	2600	2500	2450
Molar Flow [kgmole/h]	702,4	482,9	219,5
Mass Flow [kg/h]	2,773e+004	2,130e+004	6434
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	60,22	42,04	18,19
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,134e+005	-1,139e+005	-8,765e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	104,3	109,3	159,9
Heat Flow [kJ/h]	-7,963e+007	-5,501e+007	-1,924e+007

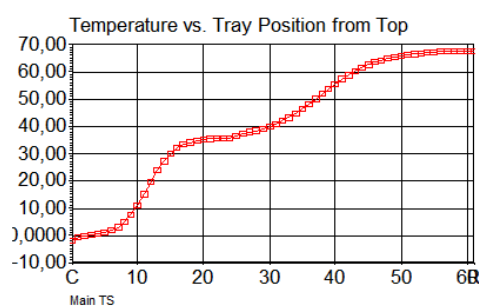
(a)

	фр..С2-С3	фр_С3Н8	фр_С2Н6
Methane	0,016941	0,000000	0,054221
Ethane	0,295807	0,000734	0,945123
Propane	0,686559	0,998257	0,000656
i-Butane	0,000679	0,000988	0,000000
n-Butane	0,000015	0,000021	0,000000
i-Pentane	0,000000	0,000000	0,000000
n-Pentane	0,000000	0,000000	0,000000
n-Hexane	0,000000	0,000000	0,000000

(b)



(a)



(b)

Рисунок 4. Температурный профиль по высоте колонн КР-1 (а) и КР-1/доп (б) для схемы, показанной на рисунке 3а, (распечатка в Honeywell UniSim Design)

Figure 4. Temperature profile along the height of columns KP-1 (a) and KP-1/доп (b) for the scheme shown in Figure 3a, (printout in Honeywell UniSim Design)

В результате проведенного вычислительного эксперимента получили значения технологических режимов и компонентный состав потоков для фракционирующего абсорбера ФА-1 и ректификационной колонны КР-1/доп, показанные в таблице 3 и таблице 4.

Для аппарата ФА-1 рассчитанные температуры верха и в ребойлере составляют $T_{\text{верх}} = 42,38^\circ\text{C}$ и $T_{\text{реб}} = 116,4^\circ\text{C}$ соответственно (таблица 3а). В кубовом продукте (столбец фр. C4+ таблица 3б) присутствуют в основном углеводороды C4+, а содержание пропана в потоке

составляет 0,14% мас. Для колонны КР-1/доп получены следующие параметры: температуры в конденсаторе $T_{\text{конд}} = 2,38^\circ\text{C}$ и ребойлере $T_{\text{реб}} = 72,1^\circ\text{C}$ (таблица 4а), флегмовое число $R = 8,73$. Достигнуто четкое разделение этановой (столбец фр. C2H6 таблица 4б) и пропановой (столбец фр. C3H8 таблица 4б) фракций. Содержание пропана в ЭФ составляет 0,007% мас., в ПФ содержится 0,07% мас. этана. Профиль изменения температуры по высоте колонн показан на рисунке 5.

Name	фр. C4+	фр. C2-C3
Vapour	0,0000	0,9751
Temperature [C]	116,4	42,38
Pressure [kPa]	1841	1840
Molar Flow [kgmole/h]	952,5	718,7
Mass Flow [kg/h]	5,909e+004	2,900e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	99,84	61,96
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,415e+005	-9,999e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	114,3	150,5
Heat Flow [kJ/h]	-1,348e+008	-7,187e+007

(a)

	фр. C4+	фр. C2-C3
Methane	0,000000	0,008519
Ethane	0,000000	0,256895
Propane	0,001407	0,731224
i-Butane	0,221895	0,001114
n-Butane	0,511362	0,000494
i-Pentane	0,131991	0,000008
n-Pentane	0,118088	0,000061
n-Hexane	0,015257	0,001686

(b)

Рисунок 5. Значения технологических режимов (а) и компонентный состав потоков (б) фракционирующего абсорбера ФА-1, показанного на рисунке 3б, (распечатка в Honeywell UniSim Design)

Figure 5. The values of technological regimes (a) and the component composition of flows (b) of the fractionating absorber ФА-1, shown in Figure 3b, (printout from Honeywell UniSim Design)

Таблица 3.

Значения технологических режимов (а) и компонентный состав потоков (б) колонны КР-1/доп, показанной на рисунке 3б, (распечатка в Honeywell UniSim Design)

Table 3.

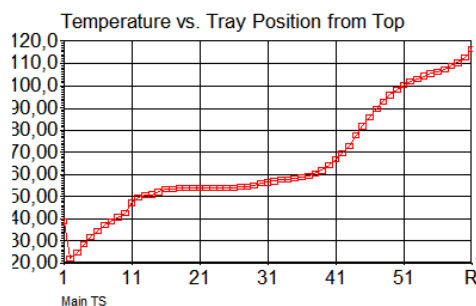
The values of technological regimes (a) and the component composition of the flows (b) of the column КР-1/доп, shown in Figure 3b, (printout from Honeywell UniSim Design)

Name	фр. C2-C3	фр. C3H8	фр. C2H6
Vapour	1,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	62,97	72,08	2,383
Pressure [kPa]	2700	2700	2650
Molar Flow [kgmole/h]	718,7	528,4	190,4
Mass Flow [kg/h]	2,900e+004	2,336e+004	5639
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	61,96	46,05	15,91
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9,904e+004	-1,134e+005	-8,788e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	151,2	111,5	159,1
Heat Flow [kJ/h]	-7,119e+007	-5,993e+007	-1,673e+007

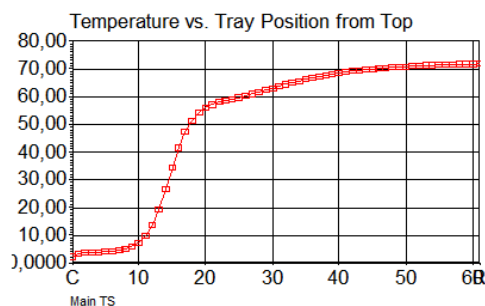
(a)

	фр..C2-C3	фр..C3H8	фр..C2H6
Methane	0,008519	0,000000	0,032159
Ethane	0,256895	0,000735	0,967772
Propane	0,731224	0,994691	0,000070
i-Butane	0,001114	0,001515	0,000000
n-Butane	0,000494	0,000672	0,000000
i-Pentane	0,000008	0,000011	0,000000
n-Pentane	0,000061	0,000083	0,000000
n-Hexane	0,001686	0,002294	0,000000

(b)



(a)



(b)

Рисунок 6. Температурный профиль по высоте фракционирующего абсорбера ФА-1 (а) и колонны КР-1/доп (b), показанных на рисунке 3b, (распечатка в Honeywell UniSim Design)

Figure 6. Temperature profile along the height of the fractionating absorber ФА-1 (a) and column КР-1/доп (b) shown in Figure 3b, (printout in Honeywell UniSim Design)

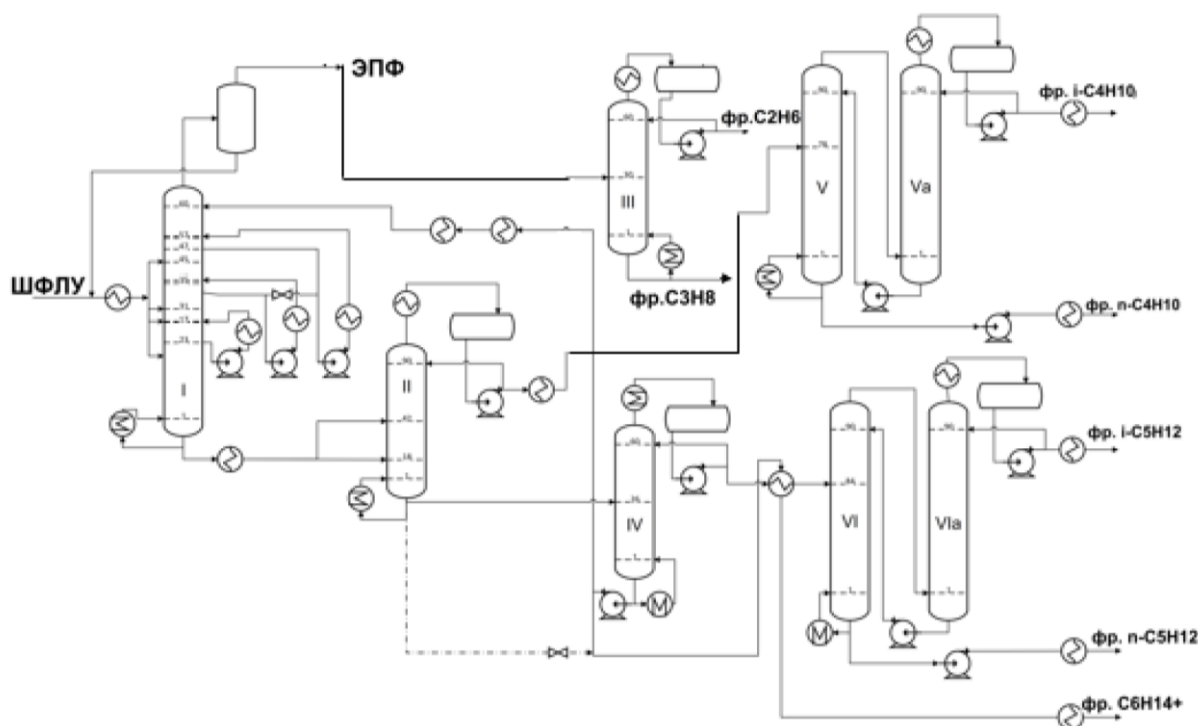


Рисунок 7. Изменённая схема газодифракционной установки

Figure 7. Modified scheme of the gas fractionation plant

Проведенные расчеты показывают целесообразность изменения технологической схемы действующей установки с соответствующей переобвязкой оборудования. При этом в качестве колонны КР-1/доп может быть использована «высвобожденная» колонна III (см. рисунок 2).

Вариант измененной схемы показан на рисунке 6, где поток ЭПФ подается на ректификационную колонну III, а кубовый продукт колонны I, содержащий углеводороды C_4+ , поступает на питание колонны II для разделения бутанов от более тяжелых фракций. Дистиллят этой

колонны подаётся на колонны V и Va для получения изобутановой (фр.і-С₄H₁₀) и бутановой (фр.п-С₄H₁₀) фракций. Назначение остальных аппаратов и потоков схемы не изменяется.

Заключение

Анализ компонентного состава этан-пропановой фракции, получаемой на действующих газодифракционирующих установках из ШФЛУ, показывает, что из-за недостаточно чёткого разделение легких углеводородов C₁÷C₃ в ЭПФ наблюдается высокое содержание пропана. ЭПФ используется на установке пиролиза, где целевым полупродуктом получают этилен, следовательно, в промышленных условиях необходимо обеспечить предельно возможное извлечение пропана из состава ЭПФ.

В технологической схеме установок [12,13] ЭПФ получают с использованием дифракционирующего абсорбера или ректификационной колонны. В обоих вариантах ЭПФ отбирается верхом аппаратов, а кубовый продукт, содержащий углеводороды C₃+, подаётся на дальнейшее расфракционирование.

С целью анализа работы газодифракционирующих установок в программной среде Honeywell

UniSim Design разработана модель установки. Проведенный вычислительный эксперимент с использованием различных промышленных значений содержания углеводородов в ШФЛУ показал, что для достижения предельно возможного извлечения пропана из ЭПФ необходимо в получаемую на дифракционирующем абсорбере (или ректификационной колонне) ЭПФ вовлечь весь пропан так, чтобы в кубовом продукте аппарата была только фракция углеводородов C₄+, направляемая на дальнейшее разделение. Полученная таким образом ЭПФ направляется в дополнительную ректификационную колонну, в которой обеспечивается четкое разделение на этановую (дистиллят колонны) и пропановую (кубовый продукт колонны) фракции, при этом в полученных фракциях достигаются показатели по концентрированию, улучшающие соответствующие показатели норм по ТУ 0272–022–00151638–99.

Разработанные модели могут использоваться для оптимизации режимов работы промышленных аппаратов и проектирования новых установок, а также для обучения технологов приемам квалифицированного ведения процесса.

Литература

- 1 Технические условия ТУ 38.101524–2015. Фракция широкая легких углеводородов.
- 2 Технические условия ТУ 0272–022–00151638–99. Фракция этановая.
- 3 Технические условия ТУ 0272–022–00151638–99. Фракция пропановая.
- 4 Хабибрахманова О.В., Попов С.В., Крымкин Н.Ю., Файзрахманов И.И. Исследование вариантов совершенствования работы абсорбера установки газодифракционирования широкой фракции легких углеводородов // Химическая промышленность сегодня. 2021. № 1. С. 46–49.
- 5 Ткачева Т.А., Ханин В.П. Оптимизация технологического процесса установки низкотемпературной ректификации природного газа // Научный альманах. 2016. № 4–3 (18). С. 430–433.
- 6 Магарил Р.З., Рогалев М.С., Клевцов А.Е. Анализ зависимости эффективности работы колонны деэтанализации от давления в системе ректификации // Материалы Международной научно-технической конференции, посвященной 55-летию Тюменского государственного нефтегазового университета. Тюмень, 2011. С. 193–196.
- 7 Ластовецкий Е.Н. Оптимизация работы узла деэтанализации установки низкотемпературной абсорбции с целью повышения степени извлечения целевых компонентов // Новые технологии – нефтегазовому региону: материалы Международной научно-практической конференции. 2016. С. 189–191.
- 8 Авторское свидетельство № 1509394, SU, C10G 7/02. Способ деэтанализации углеводородного сырья / Сиротин А.М., Бекиров Т.М.О., Буракевич П.Ф. № 4249680; Заявл. 25.05.1987; Опубл. 23.09.1989.
- 9 May E.F., Guo J.Y., Oakley J.H., Hughes T.J. et al. Reference quality vapor–liquid equilibrium data for the binary systems methane+ ethane, + propane, + butane, and + 2-methylpropane, at temperatures from (203 to 273) K and pressures to 9 MPa // Journal of Chemical & Engineering Data. 2015. V. 60. №. 12. P. 3606–3620. doi: 10.1021/acs.jced.5b00610
- 10 Пат. № 2275223, RU, B01D 3/14, F25J 3/00. Установка получения пропана / Шеин О.Г., Калачева Л.И. № 2004122665/15; Заявл. 23.07.2004; Опубл. 27.04.2006, Бюл. № 12.
- 11 Пат. № 2443669, RU, C07C 9/08, 7/04, B01D 3/14, B01D 3/42. Способ получения пропана из этан-пропановой фракции или углеводородных фракций и переработки углеводородного сырья (углеводородных фракций) / Зиаев Р.Р., Зиаев Э.Р. № 2010132622/04; Заявл. 03.08.2010; Опубл. 27.02.2012, Бюл. № 6.
- 12 Yang G., Hu H., Ding G., Chen J. et al. Influence of component proportion on heat transfer characteristics of ethane/propane mixture flow condensation in shell side of helically baffled shell-and-tube heat exchanger // Experimental Thermal and Fluid Science. 2018. V. 97. P. 381–391. doi: 10.1016/j.expthermflusci.2018.05.006
- 13 Nilsson E.J.K., van Sprang A., Larfeldt J., Konnov A.A. The comparative and combined effects of hydrogen addition on the laminar burning velocities of methane and its blends with ethane and propane // Fuel. 2017. V. 189. P. 369–376. doi: 10.1016/j.fuel.2016.10.103
- 14 Li S., Cai W., Chen J., Zhang H. et al. Numerical study on condensation heat transfer and pressure drop characteristics of ethane/propane mixture upward flow in a spiral pipe // International Journal of Heat and Mass Transfer. 2018. V. 121. P. 170–186. doi: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2017.12.140

- 15 Kamada T., Nakamura H., Tezuka T., Hasegawa S. et al. Study on combustion and ignition characteristics of natural gas components in a micro flow reactor with a controlled temperature profile // *Combustion and Flame*. 2014. V. 161. №. 1. P. 37-48. doi: 10.1016/j.combustflame.2013.08.013
- 16 Helmig D., Rossabi S., Hueber J., Tans P. et al. Reversal of global atmospheric ethane and propane trends largely due to US oil and natural gas production // *Nature Geoscience*. 2016. V. 9. №. 7. P. 490-495. doi: 10.1038/ngeo2721
- 17 Yang G., Ding G., Chen J., Yang W. et al. Shell side condensation heat transfer characteristics of ethane/propane mixtures // *Applied Thermal Engineering*. 2021. V. 194. P. 117017. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2021.117017
- 18 Kondo W., Ohtsuka K., Ohmura R., Takeya S. et al. Clathrate-hydrate formation from a hydrocarbon gas mixture: Compositional evolution of formed hydrate during an isobaric semi-batch hydrate-forming operation // *Applied Energy*. 2014. V. 113. P. 864-871. doi: 10.1016/j.apenergy.2013.08.033
- 19 Yoonho L. LNG-FSRU cold energy recovery regasification using a zeotropic mixture of ethane and propane // *Energy*. 2019. V. 173. P. 857-869. doi: 10.1016/j.energy.2019.02.111
- 20 Glein C.R., Shock E.L. A geochemical model of non-ideal solutions in the methane-ethane-propane-nitrogen-acetylene system on Titan // *Geochimica et Cosmochimica Acta*. 2013. V. 115. P. 217-240. doi: 10.1016/j.gca.2013.03.030

References

- 1 Technical specifications of TU 38.101524–2015. The fraction is wide of light hydrocarbons. (in Russian).
- 2 Technical specifications of TU 0272-022-00151638-99. The ethane fraction. (in Russian).
- 3 Technical specifications of TU 0272-022-00151638-99. The propane fraction. (in Russian).
- 4 Khabibrakhmanova O.V., Popov S.V., Krymkin N.Yu., Fayzrakhmanov I.I. Investigation of options for improving the operation of the absorber of a gas fractionation unit for a wide fraction of light hydrocarbons. *Chemical Industry today*. 2021. no. 1. pp. 46-49. (in Russian).
- 5 Tkacheva T.A., Khanin V.P. Optimization of technological process of installation of low-temperature rectification of natural gas. *Scientific Almanac*. 2016. no. 4-3 (18). pp. 430-433. (in Russian).
- 6 Magaril R.Z., Rogalev M.S., Klevtsov A.E. Analysis of the dependence of the efficiency of the deethanization column on pressure in the rectification system. Materials of the International Scientific and Technical Conference dedicated to the 55th anniversary of the Tyumen State Oil and Gas University. Tyumen, 2011. pp. 193-196. (in Russian).
- 7 Lastovetskiy E.N. Optimization of the operation of the deethanization unit of the low-temperature absorption unit in order to increase the degree of extraction of target components. *New technologies - oil and gas region: materials of the International Scientific and Practical Conference*. 2016. pp. 189-191. (in Russian).
- 8 Sirotin A.M., Bekirov T.M.O., Burakevich P.F. Method of deethanization of hydrocarbon raw materials. Patent SU, no. 1509394, 1989.
- 9 May E.F., Guo J.Y., Oakley J.H., Hughes T.J. et al. Reference quality vapor-liquid equilibrium data for the binary systems methane+ ethane, + propane, + butane, and + 2-methylpropane, at temperatures from (203 to 273) K and pressures to 9 MPa. *Journal of Chemical & Engineering Data*. 2015. vol. 60. no. 12. pp. 3606-3620. doi: 10.1021/acs.jced.5b00610
- 10 Shein O.G., Kalacheva L.I. Propane production plant. Patent RF, no. 2275223, 2006.
- 11 Ziaev R.R., Ziaev E.R. Method of obtaining propane from ethane-propane fraction or hydrocarbon fractions and processing of hydrocarbon raw materials (hydrocarbon fractions). Patent RF, no. 2443669, 2012.
- 12 Yang G., Hu H., Ding G., Chen J. et al. Influence of component proportion on heat transfer characteristics of ethane/propane mixture flow condensation in shell side of helically baffled shell-and-tube heat exchanger. *Experimental Thermal and Fluid Science*. 2018. vol. 97. p. 381-391. doi: 10.1016/j.expthermflusci.2018.05.006
- 13 Nilsson E.J.K., van Sprang A., Larfeldt J., Konnov A.A. The comparative and combined effects of hydrogen addition on the laminar burning velocities of methane and its blends with ethane and propane. *Fuel*. 2017. vol. 189. pp. 369-376. doi: 10.1016/j.fuel.2016.10.103
- 14 Li S., Cai W., Chen J., Zhang H. et al. Numerical study on condensation heat transfer and pressure drop characteristics of ethane/propane mixture upward flow in a spiral pipe. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. 2018. vol. 121. pp. 170-186. doi: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2017.12.140
- 15 Kamada T., Nakamura H., Tezuka T., Hasegawa S. et al. Study on combustion and ignition characteristics of natural gas components in a micro flow reactor with a controlled temperature profile. *Combustion and Flame*. 2014. vol. 161. no. 1. pp. 37-48. doi: 10.1016/j.combustflame.2013.08.013
- 16 Helmig D., Rossabi S., Hueber J., Tans P. et al. Reversal of global atmospheric ethane and propane trends largely due to US oil and natural gas production. *Nature Geoscience*. 2016. vol. 9. no. 7. pp. 490-495. doi: 10.1038/ngeo2721
- 17 Yang G., Ding G., Chen J., Yang W. et al. Shell side condensation heat transfer characteristics of ethane/propane mixtures. *Applied Thermal Engineering*. 2021. vol. 194. pp. 117017. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2021.117017
- 18 Kondo W., Ohtsuka K., Ohmura R., Takeya S. et al. Clathrate-hydrate formation from a hydrocarbon gas mixture: Compositional evolution of formed hydrate during an isobaric semi-batch hydrate-forming operation. *Applied Energy*. 2014. vol. 113. pp. 864-871. doi: 10.1016/j.apenergy.2013.08.033
- 19 Yoonho L. LNG-FSRU cold energy recovery regasification using a zeotropic mixture of ethane and propane. *Energy*. 2019. vol. 173. pp. 857-869. doi: 10.1016/j.energy.2019.02.111
- 20 Glein C.R., Shock E.L. A geochemical model of non-ideal solutions in the methane-ethane-propane-nitrogen-acetylene system on Titan. *Geochimica et Cosmochimica Acta*. 2013. vol. 115. pp. 217-240. doi: 10.1016/j.gca.2013.03.030

Сведения об авторах

Марк В. Воронов магистрант, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, chemicaluniversity@mail.ru

Сергей В. Попов к.т.н., доцент, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, svpopov2018@ya.ru

<https://orcid.org/0000-0003-0533-9049>

Оксана В. Хабибрахманова к.х.н., доцент, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, chemicaluniversity@mail.ru

<https://orcid.org/0000-0002-1523-9861>

Андрей Д. Юлин магистрант, кафедра химии и химической технологии, Самарский государственный технический университет, филиал в г. Новокуйбышевске, ул. Миронова, 5, г. Новокуйбышевск, 446200, Россия, chemicaluniversity@mail.ru

Вклад авторов

Марк В. Воронов обзор литературных источников по исследуемой проблеме, разработал модели и провел вычислительный эксперимент

Сергей В. Попов написал рукопись, корректировал её до подачи в редакцию и несет ответственность за плагиат

Оксана В. Хабибрахманова, Андрей Д. Юлин обзор литературных источников по исследуемой проблеме

Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

Information about authors

Mark V. Voronov master student, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, chemicaluniversity@mail.ru

Sergey V. Popov Cand. Sci. (Engin.), associate professor, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, svpopov2018@ya.ru

<https://orcid.org/0000-0003-0533-9049>

Oksana V. Khabibrakhmanova Cand. Sci. (Chem.), associate professor, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, chemicaluniversity@mail.ru

<https://orcid.org/0000-0002-1523-9861>

Andrey D. Yulin master student, chemistry and chemical technology department, Samara State Technical University, branch in Novokuibyshevsk, st. Mironova, 5, Novokuibyshevsk, 446200, Russia, chemicaluniversity@mail.ru

Contribution

Mark V. Voronov review of the literature on an investigated problem, developed models and conducted a computational experiment

Sergey V. Popov wrote the manuscript, correct it before filing in editing and is responsible for plagiarism

Oksana V. Khabibrakhmanova, Andrey D. Yulin review of the literature on an investigated problem

Conflict of interest

The authors declare no conflict of interest.

Поступила 20/12/2022	После редакции 23/01/2023	Принята в печать 15/02/2023
Received 20/12/2022	Accepted in revised 23/01/2023	Accepted 15/02/2023