



Научная статья

2.6.13 – Процессы и аппараты химических технологий (технические науки)

УДК66.063.61, 66.063.8

doi: 10.25712/ASTU.2072-8921.2026.02.034

EDN: ORUXOA

РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОЙ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ПРОЦЕССОВ ЭМУЛЬГИРОВАНИЯ И ГОМОГЕНИЗАЦИИ В УСТАНОВКЕ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Алексей Анатольевич Кухленко ¹, Максим Иннокентьевич Аршинский ²,
Евгений Александрович Новицкий ³, Алексей Юрьевич Кулаков ⁴
Юрий Вадимович Жильцов ⁵, Александр Павлович Горохов ⁶

1, 2, 3, 4, 5, 6 ООО «РН-КрасноярскНИПИнефть», Красноярск, Россия

2, 3, 5, 6 НОЦ исследований и разработок R&D центра Института нефти и газа Сибирского федерального университета, Красноярск, Россия

¹ ak-79@rambler.ru, <https://orcid.org/0000-0003-3088-1198>

² ArshinskiyMI@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0009-0009-1707-0658>

³ NovitskiyEA@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0009-0002-9264-899X>

⁴ KulakovAYu@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0009-0009-3285-7838>

⁵ ZhiltsovYuV@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0009-0003-9573-7776>

⁶ GorokhovAP@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0000-0004-5568-8129>

Аннотация. Разработана математическая модель, описывающая кинетику процессов эмульгирования и гомогенизации в установке периодического действия. Математическая модель позволяет вычислить оптимальную продолжительность проведения указанных процессов. При построении математической модели технологическая схема установки гомогенизации, состоящая из соединенных между собой трубопроводами емкостного аппарата и диспергатора роторно-пульсационного типа, была представлена в виде ячеечной схемы. Процесс приготовления устойчивой однородной эмульсии при моделировании рассматривался в виде двух последовательно выполняемых этапов. Первый этап – предварительное перемешивание компонентов – заключался в расчете времени равномерного распределения массы дисперсной фазы из донной части емкостного аппарата по всему объему жидкости. Второй этап – эмульгирование – рассматривался как процесс убыли массы крупной фракции капель дисперсной фазы при ее прохождении через диспергатор. В качестве модельных объектов рассматривались две установки гомогенизации нефти, содержащей 1 % об. воды. По результатам выполненного моделирования установлено, что процесс предварительного перемешивания для обеих установок осуществляется достаточно быстро и при заданных параметрах работы диспергатора и перемешивающего устройства не превышает одной минуты для каждой из установок. Это связано с тем, что расчетное среднее время циркуляции капель внутри объема емкостного аппарата достаточно мало и по расчету составило 7 и 11 секунд при обработке 0,3 и 0,5 м³ нефти соответственно. Установлено, что лимитирующей стадией приготовления однородных составов является этап эмульгирования. Продолжительность этого этапа зависит от нескольких ключевых факторов: объема перерабатываемой жидкости, циркуляционного расхода жидкости через диспергатор и коэффициента эффективности диспергатора. Показано, что продолжительность этапа эмульгирования составляет от 15...20 мин до 60...180 мин в зависимости от заданных в математическую модель значений ключевых факторов. Большая продолжительность этапа эмульгирования связана с высокими значениями среднего времени циркуляции капель через диспергатор. По результатам расчета в зависимости от принятых режимов работы перемешивающего устройства и диспергатора среднее время циркуляции жидкости по контуру установки составило от 176 до 430 с и от 294 до 714 с при обработке 0,3 и 0,5 м³ нефти соответственно. Оптимальная продолжительность процессов гомогенизации и эмульгирования в установке периодического действия складывается из времени, затрачиваемого на осуществление этапа предварительного перемешивания, и оптимального времени проведения этапа эмульгирования.

Ключевые слова: эмульгирование, гомогенизация, диспергирование, оптимизация, роторно-пульсационный аппарат, нефть, продолжительность процесса.

Для цитирования: Расчет оптимальной продолжительности эмульгирования и гомогенизации в установке периодического действия / А. А. Кухленко [и др.] // Ползуновский вестник. 2026. № 2, С. 239–247. doi: 10.25712/ASTU.2072-8921.2026.02.034. EDN: <https://elibrary.ru/ORUXOA>.

Original article

CALCULATION OF OPTIMAL DURATION OF EMULSIFICATION AND HOMOGENIZATION PROCESSES IN A BATCH PLANT

Alexey A. Kukhlenko ¹, Maxim I. Arshinsky ², Evgeniy A. Novitskiy ³,
Alexey Yu. Kulakov ⁴, Yuriy V. Zhiltsov ⁵, Alexandr P. Gorokhov ⁶

© Кухленко А. А., Аршинский М. И., Новицкий Е. А., Кулаков А. Ю., Жильцов Ю. В., Горохов А. П., 2026

1, 2, 3, 4, 5, 6 LLC "RN-KrasnoyarskNIPIneft", Krasnoyarsk, Russia

2, 3, 5, 6 Scientific and Educational Research and Development Center of the R&D Center of the Institute of Oil and Gas of the Siberian Federal University, Krasnoyarsk, Russia

¹ ak-79@rambler.ru, <https://orcid.org/0000-0003-3088-1198>

² ArshinskiyMI@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0009-0009-1707-0658>

³ NovitskiyEA@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0009-0002-9264-899X>

⁴ KulakovAYu@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0009-0009-3285-7838>

⁵ ZhiltsovYuV@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0009-0003-9573-7776>

⁶ GorokhovAP@knipi.rosneft.ru, <https://orcid.org/0000-0004-5568-8129>

Abstract. A mathematical model describing the kinetics of emulsification and homogenization processes in a batch plant has been developed. The mathematical model allows us to calculate the optimal duration of these processes. When constructing the mathematical model, the technological scheme of the homogenization unit, consisting of a capacitive apparatus and a rotary pulsation type dispersant connected by pipelines, was presented in the form of a cellular circuit. The process of preparing a stable homogeneous emulsion in the simulation was considered in the form of two sequentially executed stages. The first stage, preliminary mixing of components, consisted in calculating the time for the uniform distribution of the mass of the dispersed phase from the bottom of the tank apparatus over the entire volume of the liquid. The second stage, emulsification, was considered as a process of decreasing the mass of a large fraction of droplets of the dispersed phase during its passage through the dispersant. Two oil homogenization plants containing 1% of the volume were considered as model objects. water. Based on the results of the simulation, it was found that the pre-mixing process for both installations is carried out fast enough and, with the operating parameters of the dispersant and the mixing device, does not exceed one minute for each of the installations. This is due to the fact that the estimated average circulation time of droplets inside the volume of the tank apparatus is quite short and was calculated to be 7 and 11 seconds when processing 0.3 and 0.5 m³ of oil, respectively. It has been established that the limiting stage of the preparation of single-oxygen formulations is the emulsification stage. The duration of this stage depends on several key factors: the volume of the liquid being processed, the circulating flow rate of the liquid through the dispersant, and the efficiency coefficient of the dispersant. It is shown that the duration of the emulsification stage ranges from 15-20 minutes to 60-180 minutes, depending on the values of key factors embedded in the mathematical model. The long duration of the emulsification stage is associated with high values of the average droplet circulation time through the dispersant. According to the calculation results, depending on the accepted modes of operation of the mixing device and the dispersant, the average times of liquid circulation along the installation circuit ranged from 176 to 430 s and from 294 to 714 s when processing 0.3 and 0.5 m³ of oil, respectively. The optimal duration of the homogenization and emulsification processes in a periodic unit consists of the time spent on the pre-mixing stage and the optimal time for the emulsification stage.

Keywords: emulsification, homogenization, dispersion, optimization, rotary pulsation apparatus, oil, duration of the process.

For citation: Kukhlenko, A. A., Arshinskiy, M. I., Novitskiy, E. A., Kulakov, A. Yu., Zhiltsov, Yu. V. & Gorokhov, A. P. (2026). Calculation of optimal duration of emulsification and homogenization processes in a batch plant. *Polzunovskiy vestnik*, (2), 239-247. (In Russ). doi: 10/25712/ASTU.2072-8921.2026.02.034. EDN: <https://elibrary.ru/ORUXOA>.

ВВЕДЕНИЕ

Приготовление однородных по составу продуктов при обработке гетерогенных жидкостей является одним из распространенных процессов в химической, нефтехимической, пищевой, фармацевтической и других отраслях промышленности [1–4].

В настоящее время изучению закономерностей таких процессов, как эмульгирование и гомогенизация, в современной отечественной и зарубежной литературе уделяется большое внимание. В основном проводимые исследования направлены на получение закономерностей для расчета размеров капель, получаемых в процессе приготовления эмульсий [5–7]. При максимально эффективной организации процесса эмульгирования дробление капель в активной зоне диспергатора протекает за один акт обработки дисперсной среды [7–12].

При этом в зависимости от размеров получившихся капель во многом будет определяться устойчивость приготовленной эмульсии к расслоению [13]. При недостаточно эффективной обработке дисперсной среды часть получаемых капель будет иметь крупные размеры. Крупная фракция капель, попадая в зоны низкой интенсивности обработки среды, в зависимости от соотношения плотностей сплошной и дисперсной фаз будет либо оседать в донной части аппарата, либо всплывать к поверхности раздела жидкой и газовой фазы разрушая дисперсную среду.

Для повышения эффективности обработки дисперсной среды и сокращения вероятности проскока

крупных фракций капель через активную зону обработки в диспергаторе используют различные приемы. Среди наиболее распространенных приемов повышения эффективности обработки дисперсной среды относятся снижение расхода жидкости через активную зону диспергатора (увеличение времени пребывания капель в активной зоне диспергатора), повышение кратности обработки среды через диспергатор, а также совмещение этих приемов.

В любом случае получение устойчивой к расслоению эмульсии подразумевает наличие высокоэффективной конструкции диспергатора, работа которого позволяет достичь требуемых размеров капель мелкой фракции.

Одними из наиболее эффективных аппаратов для проведения процессов гомогенизации и эмульгирования при обработке больших объемов рабочих сред являются динамические смесители роторного типа – роторно-пульсационные аппараты (РПА) [1–6, 8–13]. В таких аппаратах повышение эффективности обработки среды может быть достигнуто любым из вышеперечисленных приемов.

В промышленности при производстве эмульсий наибольшее распространение получили установки периодического действия, работающие при циркуляции жидкости по технологическому контуру между емкостным аппаратом и диспергатором.

При такой организации работы установки гомогенизации возникает ряд сложностей, связанных с определением оптимального времени проведения процесса, которые до сих пор не решены. Например,

РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОЙ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ПРОЦЕССОВ ЭМУЛЬГИРОВАНИЯ И ГОМОГЕНИЗАЦИИ В УСТАНОВКЕ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

не представляется возможным вычислить распределение получаемых капель по размеру и соответственно рассчитать долю крупных фракций капель, которые, пройдя через диспергатор, будут коалесцировать с другими каплями и тем самым ускорять процесс разрушения приготовленной эмульсии. Устранение этого негативного фактора осуществляется повторным дроблением образующихся крупных капель, что увеличивает время проведения эмульгирования. Еще одной сложностью при расчете оптимального времени проведения процесса является разная кратность прохождения отдельных капель через диспергатор в силу наличия активного перешивания обрабатываемой среды в емкостном аппарате и циркуляции жидкости внутри емкостного аппарата.

Целью настоящей работы является разработка математической модели, позволяющей определить оптимальное время обработки среды при ее циркуляции по технологическому контуру установки гомогенизации, содержащей в своем составе емкостной аппарат и диспергатор.

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

Разработка математической модели для описания кинетики приготовления эмульсии и проверка ее работоспособности выполнялось для двух установок, принципиальные схемы которых идентичны друг другу. Основные различия между установками гомогенизации заключаются в объемах емкостных аппаратов и соотношениях геометрических параметров перемешивающих устройств. На рисунке 1 показана общая принципиальная схема установок гомогенизации.

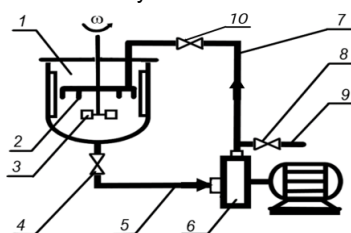


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема установок гомогенизации: 1 – емкостной аппарат; 2 – распределительное устройство; 3 – турбинная мешалка; 4 – донный клапан; 5 – подводящий трубопровод; 6 – роторно-пульсационный аппарат; 7 – отводящий трубопровод; 8 – клапан; 9 – патрубок отбора проб; 10 – регулирующий клапан

Figure 1 – Schematic diagram of homogenization plants: 1 – agitated vessel; 2 – distribution device; 3 – turbine agitator; 4 – bottom valve; 5 – supply pipe; 6 – rotary pulsating disperser; 7 – discharge pipe; 8 – valve; 9 – sampling tubes; 10 – regulating valve

Принцип работы установок, схема которых приведена на рисунке 1, заключается в следующем.

Предназначенные для гомогенизации компоненты первоначально загружаются в емкостной аппарат 1, снабженный отражательными перегородками и распределительным устройством тороидального типа 2. После вслива компонентов в емкостном аппарате включается перемешивающее устройство – турбинная мешалка открытого типа 3. Затем открывается донный клапан 4, и жидкость из емкостного аппарата 1 через подводящий трубопровод 5, РПА 6 и отводящий трубопровод 7 начинает циркулировать по контуру установки. Крупные капли дисперсной фазы, проходя через РПА 6, разрушаются и перемешиваются в сплошной фазе, в результате чего образуется эмульсия. Вывод эмульсии из РПА 6 и ее ввод

в емкостной аппарат 1 осуществляется по отводящему трубопроводу 7 через распределительное устройство 2. Отводы распределительного устройства 2 погружены в среднюю часть объема жидкости емкостного аппарата для исключения падающей струи. Отводящий трубопровод 7 снабжен регулирующим клапаном 10. Из отводящего трубопровода 7 с помощью клапана 8 осуществляется отбор проб.

При построении модели принято допущение о том, что дисперсная фаза характеризуется большей плотностью по сравнению со сплошной фазой. Объемная доля дисперсной фазы принималась равной 1 %.

Математическое моделирование работы технологических установок гомогенизации, принципиальная схема которых показана на рисунке 1, выполнялась на основе марковского процесса массопереноса, подразумевающего ячейную схему представления установки [13–17]. При таком способе описания сложных технологических схем используются достаточно простые математические зависимости.

Ячеечная схема представления установок гомогенизации показана на рисунке 2.

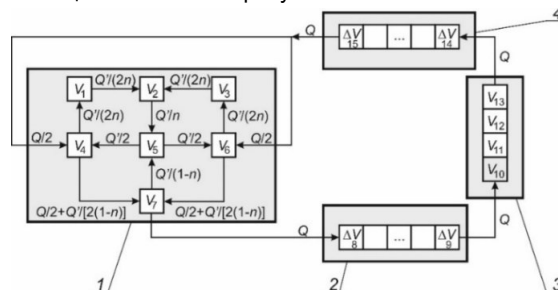


Рисунок 2 – Ячеечная схема представления установок гомогенизации: 1 – емкостной аппарат; 2 – подводящий трубопровод; 3 – РПА; 4 – отводящий трубопровод

Figure 2 – Cellular diagram of the representation of homogenization plants: 1 – agitated apparatus; 2 – supply pipe; 3 – RPD; 4 – discharge pipe

Емкостной аппарат на рисунке 2 изображен в виде семи ячеек, работающих в режимах, близких к аппарату идеального смешения. Поток жидкости Q' образуется при вращении мешалки в емкостном аппарате. Направление потоков жидкости Q' внутри емкостного аппарата соответствует типу используемых в обоих установках мешалок – открытые турбинные. Объемы ячеек емкостного аппарата и расходные значения потоков жидкости между ячейками емкостного аппарата могут быть определены различными способами. Расходный коэффициент n для потока Q' определяет неравномерность распределения потока Q' между верхней и нижней частями объема жидкости по отношению к уровню расположения мешалки. Так как ввод жидкости в объем емкостного аппарата осуществляется через распределительное устройство, выходные отверстия патрубков которого расположены в средней части объема емкостного аппарата и направлены к его дну, то ввод циркуляционного потока Q осуществляется в четвертую и шестую ячейки. При этом потоки обрабатываемой среды из распределительного устройства $Q/2$ направлены из четвертой и шестой ячеек в седьмую.

РПА на рисунке 2 представлен в виде последовательно соединенных ячеек, каждая из которых работает в режиме, близком к аппарату идеального смешения. Объемы ячеек РПА определяются на основе расчета объемов внутренних полостей аппарата: объема центральной части, объемами свободного пространства внутри рабочих органов аппарата (ротора и статора) и объемом камеры озвучивания.

Подводящий и отводящий трубопроводы на рисунке 2 показаны в виде последовательно соединенных элементарных ячеек, работающих в режимах, близких к аппарату идеального вытеснения. Каждая ячейка подводящего и отводящего трубопровода характеризуется элементарным объемом $\Delta V = Q \Delta t$, где Δt – единичное время, с. Количество ячеек идеального вытеснения, входящих в составы подводящего n_{in} и отводящего n_{out} трубопроводов вычисляется по выражениям:

$$n_{in} = V_{in} / \Delta V, \quad (1)$$

$$n_{out} = V_{out} / \Delta V, \quad (2)$$

где V_{in} и V_{out} – внутренние объемы подводящего и отводящего трубопроводов, м³.

В таком случае время t можно представить в виде функции дискретных отсчетов $t = i \Delta t$, где i – номер временного отсчета.

Поскольку каждая ячейка подводящего и отводящего трубопроводов работает в режиме, близком к режиму идеального вытеснения, то работа девятой и пятнадцатой ячеек может быть смоделирована как работа восьмой и четырнадцатой ячеек соответственно подводящего и отводящего трубопровода, но с некоторой задержкой по времени. Величины временных задержек для девятой и пятнадцатой ячеек определяется количеством элементарных ячеек, составляющих подводящий и отводящий трубопроводы n_{in} и n_{out} соответственно.

Для математического описания процессов эмульгирования и гомогенизации предполагали, что в начальный момент времени дисперсная и сплошная фазы представляют две макрофазы и имеют минимальную границу раздела. При этом в начальный момент времени дисперсная фаза вследствие большей плотности находится в донной части емкостного аппарата (в седьмой ячейке).

Для получения гомогенного состава жидкости первоначально необходимо выполнить процедуру предварительного перемешивания дисперсной фазы в объеме сплошной фазы с целью разрушения макрофаз и равномерного распределения компонентов по всему объему, после чего измельчить крупную фракцию капель, пропустив ее через РПА, в результате чего образуется устойчивая к расслоению эмульсия.

Предварительное перемешивание фаз осуществляется как в объеме емкостного аппарата с помощью турбинной мешалки, так и за счет организации циркуляции среды через РПА. На этапе предварительного перемешивания скорость вращения мешалки и скорость вращения ротора РПА соответствуют номинальным скоростям вращения этих устройств, определенных технологическим расчетом или по паспортным данным. Математическая модель стадии предварительного перемешивания с учетом ранее сделанных допущений описывается системой уравнений:

$$m_{1,i+1} = m_{1,i} + \frac{\Delta V Q'}{2nQ} \left(\frac{m_{4,i}}{V_4} - \frac{m_{1,i}}{V_1} \right); \quad (3)$$

$$m_{2,i+1} = m_{2,i} + \frac{\Delta V Q'}{2nQ} \left(\frac{m_{1,i}}{V_1} + \frac{m_{3,i}}{V_3} - \frac{2m_{2,i}}{V_2} \right); \quad (4)$$

$$m_{3,i+1} = m_{3,i} + \frac{\Delta V Q'}{2nQ} \left(\frac{m_{6,i}}{V_6} - \frac{m_{3,i}}{V_3} \right); \quad (5)$$

$$m_{4,i+1} = m_{4,i} + \frac{\Delta V Q'}{2Q} \left[\frac{m_{5,i}}{V_5} - \frac{(1 + Q/Q') m_{4,i}}{V_4} \right] + m_{15,i} / 2; \quad (6)$$

$$m_{5,i+1} = m_{5,i} + \frac{\Delta V Q'}{Q} \left(\frac{m_{2,i}}{nV_2} + \frac{m_{7,i}}{(1-n)V_7} - \frac{m_{5,i}}{V_5} \right); \quad (7)$$

$$m_{6,i+1} = m_{6,i} + \frac{\Delta V Q'}{2Q} \left[\frac{m_{5,i}}{V_5} - \frac{(1 + Q/Q') m_{6,i}}{V_6} \right] + m_{15,i} / 2; \quad (8)$$

$$m_{7,i+1} = m_{7,i} + \frac{\Delta V Q'}{2Q} \left(\frac{1}{1-n} + \frac{Q}{Q'} \right) \times \left(\frac{m_{4,i}}{V_4} + \frac{m_{6,i}}{V_6} - \frac{2m_{1,i}}{V_1} \right); \quad (9)$$

$$m_{8,i+1} = \frac{\Delta V}{V_7} m_{7,i}; \quad (10)$$

$$m_{9,i+1} = \begin{cases} 0, & \text{при } i < n_{in}; \\ m_{8,i-n_{in}}, & \text{при } i \geq n_{in}; \end{cases} \quad (11)$$

$$m_{k,i+1} = m_{k,i} + \Delta V \left(\frac{m_{k-1,i}}{V_{k-1}} - \frac{m_{k,i}}{V_k} \right); \quad (12)$$

при $k \in [10; 13]$;

$$m_{14,i+1} = \frac{\Delta V}{V_{13}} m_{13,i}; \quad (13)$$

$$m_{15,i+1} = \begin{cases} 0, & \text{при } i < n_{out}; \\ m_{14,i-n_{out}}, & \text{при } i \geq n_{out}; \end{cases} \quad (14)$$

где k – номер ячейки.

Начальные условия для решения системы (3)–(14) записываются как:

$$m_{k,0} = \begin{cases} 0, & \text{при } k \in [1; 6] \cap [8; 15]; \\ m_0; & \text{при } k = 7, \end{cases} \quad (15)$$

где m_0 – начальная масс дисперсной фазы.

Для решения системы уравнений (3)–(14) необходимо доопределить объемы каждой из ячеек и величины объемных расходов потоков, создаваемых мешалкой и РПА. Вычисление объемов ячеек трубопроводов и РПА осуществляется на основе конструкторской документации. Расчет объема ячеек в емкостном аппарате и объемного расхода жидкости, создаваемого вращением мешалки, может быть выполнен на основе (Computational Fluid Dynamics) CFD-моделирования или с использованием методик, изложенных в [18]. Вычисление циркуляционного расхода жидкости через РПА выполняется на основе методики, изложенной в [19].

Решение системы уравнений (3)–(14) после определения необходимых параметров позволяет оценить равномерность распределения массы дисперсной фазы по ячейкам технологической схемы.

Следует отметить, что равномерность распределения дисперсной фазы по объему ячеек технологической схемы не учитывает устойчивость к расслоению полученной эмульсии. Это связано с тем, что основной вклад в распределение массы дисперсной фазы по ячейкам технологической схемы вносит размещенная в емкостном аппарате мешалка, так как обычно расход Q' намного превышает объемный расход Q . Поэтому при гипотетическом завершении процедуры предварительного перемешивания и отключения мешалки в емкостном аппарате приготовленная эмульсия достаточно быстро расслоится.

РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОЙ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ПРОЦЕССОВ ЭМУЛЬГИРОВАНИЯ И ГОМОГЕНИЗАЦИИ В УСТАНОВКЕ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Для приготовления устойчивой эмульсии необходимо разрушить крупную фракцию капель дисперсной фазы. Для этого необходимо обеспечить попадание капель крупного размера в активные зоны РПА, где получаемые в результате дробления капли образуют мелкую фракцию капель, из которых получается эмульсия, устойчивая к расслоению. При этом, как было рассмотрено ранее, нужно принимать во внимание, что при прохождении через РПА отдельные капли воды будут подвергаться недостаточной для образования устойчивой эмульсии обработке. Такие капли при снижении интенсивности внешнего воздействия будут осаждаться под действием силы тяжести либо коалесцировать в потоке с другими каплями, в результате чего приготовленная дисперсная система будет разрушаться. Разрушить такие капли можно только при их повторном попадании в диспергатор.

Расчет массы крупных капель $M_{k,i}$ и ее изменение во времени для каждой технологической ячейки с учетом сделанных допущений и предположений можно выполнить изрешения системы уравнений:

$$M_{1,i+1} = M_{1,i} + \frac{\Delta V Q'}{2nQ} (M_{4,i} - M_{1,i}); \quad (16)$$

$$M_{2,i+1} = M_{2,i} + \frac{\Delta V Q'}{2nQ} (M_{1,i} + M_{3,i} - 2M_{2,i}); \quad (17)$$

$$M_{3,i+1} = M_{3,i} + \frac{\Delta V Q'}{2nQ} (M_{6,i} - M_{3,i}); \quad (18)$$

$$M_{4,i+1} = M_{4,i} + \frac{\Delta V Q'}{2Q} \left[M_{5,i} - \left(1 + \frac{Q}{Q'} \right) M_{4,i} \right] + \frac{M_{15,i}}{2}; \quad (19)$$

$$M_{5,i+1} = M_{5,i} + \frac{\Delta V Q'}{Q} \left(\frac{M_{2,i}}{n} + \frac{M_{7,i}}{(1-n)} - M_{5,i} \right); \quad (20)$$

$$M_{6,i+1} = M_{6,i} + \frac{\Delta V Q'}{2Q} \left[M_{5,i} - \left(1 + \frac{Q}{Q'} \right) M_{6,i} \right] + \frac{M_{15,i}}{2}; \quad (21)$$

$$M_{7,i+1} = M_{7,i} + \frac{\Delta V Q'}{2Q} \left(\frac{1}{1-n} + \frac{Q}{Q'} \right) \times (M_{4,i} + M_{6,i} - 2M_{1,i}); \quad (22)$$

$$M_{8,i+1} = \frac{\Delta V}{V_7} M_{7,i}; \quad (23)$$

$$M_{9,i+1} = \begin{cases} 0, & \text{при } i < n_{in}; \\ M_{8,i-n_{in}}, & \text{при } i \geq n_{in}; \end{cases} \quad (24)$$

$$M_{k,i+1} = M_{k,i} + \Delta V \left(\frac{M_{k-1,i}}{V_{k-1}} - \frac{M_{k,i}}{V_k} \right), \quad \text{при } k \in [10; 11; 13]; \quad (25)$$

$$M_{12,i} = M_{12,i} - \frac{\Delta V}{V_{12}} M_{12,i} + (1-\chi) \frac{\Delta V}{V_{11}} M_{11,i}; \quad (26)$$

$$M_{14,i+1} = \frac{\Delta V}{V_{13}} M_{13,i}; \quad (27)$$

$$M_{15,i+1} = \begin{cases} 0, & \text{при } i < n_{out}; \\ M_{14,i-n_{out}}, & \text{при } i \geq n_{out}. \end{cases} \quad (28)$$

Система уравнений (16)–(28) рассчитывает убыль массы крупных капель $M_{k,i}$ в ячейках технологической схемы в $i+1$ -й момент времени. В качестве начальных условий при решении системы уравнений (16)–(28) принимали, что все начальное распределение массы дисперсной фазы в объеме емкостного аппарата после завершения этапа предварительного перемешивания представляет крупную фракцию капель.

Скорость убыли крупной фракции капель можно охарактеризовать коэффициентом эффективности дробления χ . Данный коэффициент вычисляется как отношение массы мелких фракций капель, образующихся в результате дробления крупных фракций, к общей массе крупных фракций капель, приходящих из одиннадцатой в двенадцатую ячейку. Переход капель из одиннадцатой в двенадцатую ячейку соответствует переходу капель из объема прорезей одного цилиндра РПА в объем прорезей другого цилиндра.

Численное значение коэффициента χ зависит от многих параметров: геометрических параметров цилиндров ротора и статора РПА, количества и порядка размещения цилиндров ротора и статора внутри РПА, скорости вращения вала ротора, диссипации мощности в активных зонах РПА, времени пребывания капель в активных зонах, равномерности распределения диссипируемой мощности в объеме активных зон и т.д. В силу сложности вычисления численного значения коэффициента χ наиболее простым способом его определения является эмпирический.

В настоящей работе не преследовалась цель установления закономерностей по расчету численного значения коэффициента χ от перечисленных выше параметров, однако оценка его влияние на кинетику процессов эмульгирования и гомогенизации представляла практический интерес.

ПРАКТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

Проверка работоспособности математической модели выполнялось для двух установок гомогенизации нефти, в которой содержится 1 % об. воды. Обе установки гомогенизации снабжены одинаковыми РПА, но отличаются объемами емкостных аппаратов и геометрическими размерами лопастей открытых турбинных мешалок. Емкостной аппарат первой установки с номинальным объемом $V_{ном} = 0,4 \text{ м}^3$ рассчитан на гомогенизацию $V_0 = 0,3 \text{ м}^3$ нефти. Во второй установке емкостной аппарат с номинальным объемом $V_{ном} = 0,63 \text{ м}^3$ предназначен для гомогенизации $V_0 = 0,50 \text{ м}^3$ нефти. Объем емкостных аппаратов и конструктивных параметров мешалок, используемых в установках гомогенизации, приведены в таблицах 1 и 2 соответственно.

Расчет режимов течения жидкости внутри емкостных аппаратов и определение величин потоков Q' выполняли на основе CFD-моделирования. На рисунке 3 показана цветовая карта локального распределения скоростей движения нефти в объеме емкостного аппарата с $V_{ном} = 0,4 \text{ м}^3$.

При получении цветовой карт скоростей течения нефти, представленной на рисунке 3, принималось, что частота вращения мешалки составляла 360 мин^{-1} ; коэффициент динамической вязкости нефти – $\mu = 37 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$; плотность нефти – $\rho_n = 895 \text{ кг/м}^3$; плотность воды – $\rho_b = 1000 \text{ кг/м}^3$.

Таблица 1 – Геометрические характеристики емкостных аппаратов

Table 1 – Geometric parameters of capacitive vessels

Наименование параметра	Ед. измерения	Обозначение	Значение	
Номинальный объем аппарата	м ³	$V_{ном}$	0,4	0,63
Диаметр аппарата	м	D	0,8	1,0
Общая высота аппарата	м	H	0,875	0,875
Высота аппарата (цилиндрическая часть)	м	H_p	0,675	0,720
Тип днища аппарата	—		Эллипт.	Эллипт.
Объем днища (полуэллипс)	м ³	V_d	0,067	0,131
Высота заполнения аппарата	м	$H_{ж}$	0,663	0,720

Таблица 2 – Геометрические характеристики открытых турбинных мешалок

Table 2 – Geometric parameters of open turbine agitators

Параметр мешалки	Ед. измерения	Обозначение	Значение	
Номинальный объем емкостного аппарата	м ³	$V_{ном}$	0,400	0,630
Диаметр мешалки	м	d_m	0,250	0,280
Количество лопастей	м	z	6	6
Длина лопасти	м	L	0,063	0,070
Высота лопасти	м	b	0,050	0,056
Высота установки мешалки над днищем	м	H_m	0,250	0,280

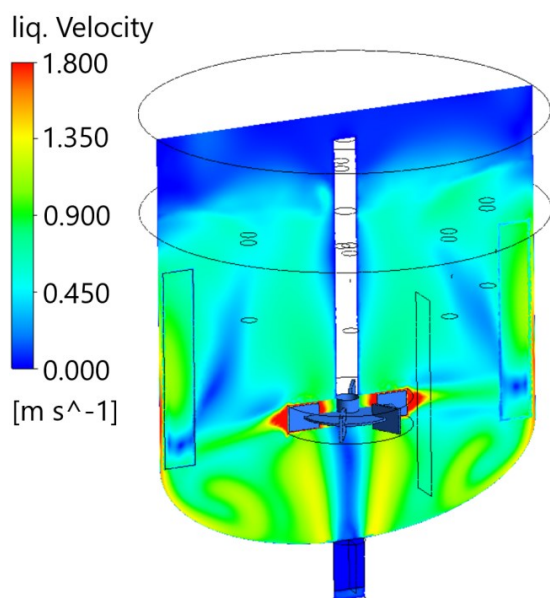


Рисунок 3 – Цветовая карта распределения локальных скоростей нефти в объеме $V_{ном} = 0,4 \text{ м}^3$

Figure 3 – Color map of the distribution of local oil velocities in volume $V_n = 0.4 \text{ m}^3$

Из рисунка 3 видно, что наибольшую скорость нефть приобретает в области лопаток мешалки. При этом интенсивность перемешивания нефти в донной части аппарата несколько выше, чем в объеме нефти, находящейся в верхней части емкостного аппарата.

На основе результатов CFD-моделирования работы емкостных аппаратов были рассчитаны величины потоков Q' . Для емкостного аппарата с $V_{ном} = 0,4 \text{ м}^3$ величина $Q' = 41,94 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.

Аналогичный CFD-расчет выполнялся и для емкостного аппарата с $V_{ном} = 0,63 \text{ м}^3$. При частоте вращения мешалки, равном 360 мин^{-1} , установлено, что $Q' = 46,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.

Расходный коэффициент для обеих установок составил $\pi \approx 0,55$.

Циркуляционный расход через РПА задавался на основе напорно-расходной характеристики, приведенной на сайте производителя и рисунке 4.

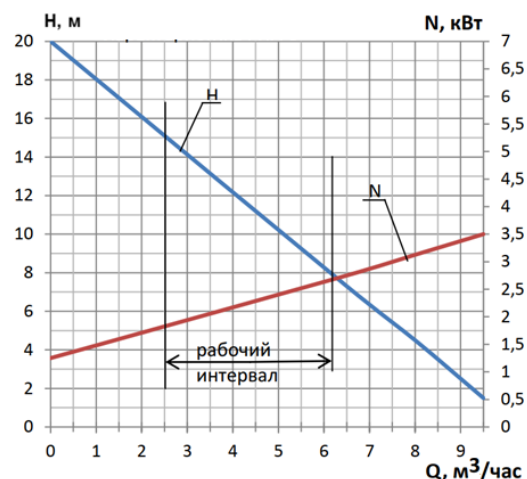


Рисунок 4 – Напорно-расходная характеристика РПА

Figure 4 – Pressure head vs flow through RPD curve

На рисунке 4 приведена напорно-расходная характеристика РПА по воде при стандартных условиях. Из рисунка 4 видно, что величина объемного расхода воды Q в рабочем диапазоне варьируется в пределах $(0,7 \dots 1,7) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$, что на порядок меньше величины Q' , рассчитанных на основе CFD-моделирования при течении жидкости внутри емкостного аппарата.

РЕЗУЛЬТАТЫ

Результаты численного моделирования первого этапа процесса приготовления однородного состава нефти – этапа предварительного перемешивания компонентов – показаны на рисунке 5.

Расчет концентраций воды, показанный на рисунке 5, в емкостном аппарате и РПА проводился по формуле:

$$C = m_{ap} / V_{ap}, \quad (29)$$

где $m_{ap} = \sum_{k=1}^7 m_k$ и $V_{ap} = \sum_{k=1}^7 V_k$ – для емкостного

аппарата и $m_{ap} = \sum_{k=10}^{13} m_k$ и $V_{ap} = \sum_{k=10}^{13} V_k$ – для РПА.

Из рисунка 5 видно, что достижение равномерного распределения массы воды в объемах емкостного аппарата и РПА осуществляется при небольшой

РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОЙ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ПРОЦЕССОВ ЭМУЛЬГИРОВАНИЯ И ГОМОГЕНИЗАЦИИ В УСТАНОВКЕ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

длительности обработки жидкостей. Для обоих установок гомогенизации при выбранных параметрах работы мешалки и РПА оно не превышает 1 мин.

Таким образом, приняв распределение капель после завершения этапа предварительного перемешивания в качестве начальных условий для решения системы уравнений (16)–(28), можно рассчитать изменение массы крупной фракции капель в каждой ячейке технологической схемы от продолжительности осуществления процесса эмульгирования.

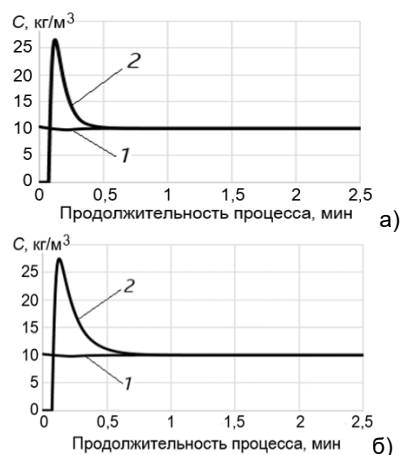


Рисунок 5 – Изменение концентраций воды в объеме емкостного аппарата и РПА от продолжительности стадии предварительного перемешивания при $Q=0,69 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$:

1 – емкостной аппарат; 2 – РПА; а – $V_0=0,3 \text{ м}^3$; $Q=41,9 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; б – $V_0=0,5 \text{ м}^3$; $Q=46,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$

Figure 5 – Dependence of water concentration on pre-mixing stage time in agitated vessel and RPD with $Q=0,69 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$: 1 – mixing vessel; 2 – RPD; а – $V_0=0,3 \text{ м}^3$; $Q=41,9 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; б – $V_0=0,5 \text{ м}^3$; $Q=46,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$

Для визуализации данных, полученных в результате решения системы уравнений (16)–(28), выполнен анализ зависимости концентрации мелкодисперсной фракции капель от продолжительности этапа эмульгирования в зависимости от изменения коэффициента χ .

Концентрация мелкой фракции капель c_i в i -ый момент времени определялся по выражению:

$$c_i = \frac{m_0 - \sum_k M_{k,i}}{V_0} \quad (30)$$

На рисунках 6, а–б, г показано изменение концентрации мелкой фракции капель при разных коэффициентах χ в зависимости от продолжительности этапа эмульгирования.

Из рисунка 6 видно, что при увеличении общего объема жидкости, предназначенного для обработки в установках гомогенизации, продолжительность процесса получения мелких фракций капель увеличивается. Наиболее быстрое приготовление однородной эмульсии достигается при высоком циркуляционном расходе через РПА Q . Снижение коэффициента эффективности χ также увеличивает длительность процессов гомогенизации и эмульгирования.

Задавая ограничение по допустимому количеству массы крупной фракции капель в общем объеме жидкости, можно рассчитать оптимальное время приготовления эмульсии.

На рисунке 7 представлены результаты расчета

оптимального времени эмульгирования t_0 при задании остаточной массы крупной фракции капель на уровне 0,2 % от общей массы дисперсной фазы.

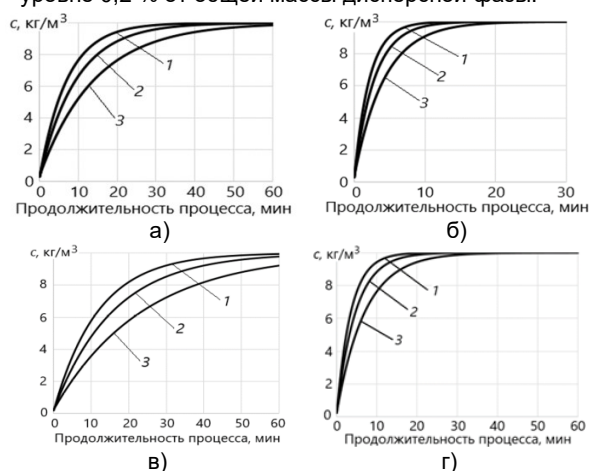


Рисунок 6 – Изменение доли мелкой фракции капель в приготавливаемой эмульсии в объеме жидкости в зависимости от коэффициента эффективности РПА χ и продолжительности процесса: 1 – $\chi=1,0$; 2 – $\chi=0,75$; 3 – $\chi=0,50$; а) $m_0=3 \text{ кг}$; $V_0=0,3 \text{ м}^3$; $Q=0,69 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; б) $m_0=3 \text{ кг}$; $V_0=0,3 \text{ м}^3$; $Q=8,5 \text{ м}^3/\text{с}$; в) $m_0=5 \text{ кг}$; $V_0=0,5 \text{ м}^3$; $Q=0,69 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; г) $m_0=5 \text{ кг}$; $V_0=0,5 \text{ м}^3$; $Q=8,5 \text{ м}^3/\text{с}$

Figure 6 – Dependence of fine droplet fraction in prepared emulsion as function of liquid volume and effect of RPD efficiency coefficient χ and operation time:

1 – $\chi=1,0$; 2 – $\chi=0,75$; 3 – $\chi=0,50$; а) $m_0=3 \text{ кг}$; $V_0=0,3 \text{ м}^3$; $Q=0,69 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; б) $m_0=3 \text{ кг}$; $V_0=0,3 \text{ м}^3$; $Q=8,5 \text{ м}^3/\text{с}$; в) $m_0=5 \text{ кг}$; $V_0=0,5 \text{ м}^3$; $Q=0,69 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$; г) $m_0=5 \text{ кг}$; $V_0=0,5 \text{ м}^3$; $Q=8,5 \text{ м}^3/\text{с}$

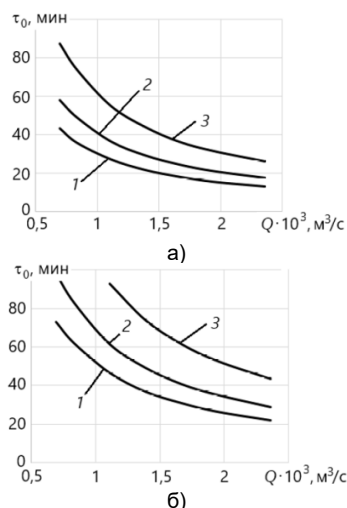


Рисунок 7 – Зависимость минимального времени для приготовления устойчивой эмульсии от объемного расхода через РПА: 1 – $\chi=1,0$; 2 – $\chi=0,75$; 3 – $\chi=0,50$; а – $V_0=0,3 \text{ м}^3$; б – $V_0=0,5 \text{ м}^3$

Figure 7 – Dependence of minimum time required to prepare a stable emulsion on volume flow through RPD: 1 – $\chi=1,0$; 2 – $\chi=0,75$; 3 – $\chi=0,50$; а – $V_0=0,3 \text{ м}^3$; б – $V_0=0,5 \text{ м}^3$

На рисунке 7 также показано, что значение оптимальной продолжительности этапа эмульгирования t_0 нелинейно зависит от величины циркуляционного расхода жидкости Q и коэффициента эффективности χ . Видно, что в рамках рассмотренного сценария

рия приготовления водонефтяной эмульсии с заданными геометрическими характеристиками емкостных аппаратов и перемешивающих устройств двукратное увеличение массового расхода циркуляции приводит к сокращению времени приготовления эмульсии приблизительно в два раза.

ОБСУЖДЕНИЕ

В результате выполнения математического моделирования процессов гомогенизации и эмульгирования показано, что процесс приготовления гомогенного состава эмульсии должен рассматриваться как два последовательно выполняемых этапа: предварительного перемешивания и эмульгирования. Предложенная математическая модель для расчета оптимального времени приготовления гомогенного состава эмульсии при представлении нестационарного технологического процесса в виде марковского процесса позволяет на основе простых математических выражений описать работу сложной технологической схемы, в которой циркуляция среды осуществляется как по контуру установки, так и внутри отдельных аппаратов.

При анализе результатов математического моделирования установлено, этап предварительного перемешивания сплошной и дисперсной фаз не превышает одной минуты. Это объясняется тем, что, во-первых, расход жидкости внутри емкостного аппарата Q' , создаваемый турбинной мешалкой, на порядок превышает циркуляционный расход через РПА Q , вследствие чего основной процесс предварительного перемешивания протекает внутри емкостного аппарата за счет перемешивания жидкости мешалкой. Среднее время циркуляции капель внутри емкостного аппарата по расчету, вычисляемое как отношение $\tau_m = V_0/Q'$, составило примерно 7 и 11 с для установок при обработке сред с объемами $V_0 = 0,3 \text{ м}^3$ и $V_0 = 0,5 \text{ м}^3$ соответственно.

Лимитирующей стадией приготовления гомогенных составов является этап эмульгирования. Это связано с тем, что среднее время циркуляции капель через РПА $\tau_{\text{ex}} = V_0/Q$ достаточно велико и в зависимости от величины циркуляционного расхода Q составило от 176 до 430 с и от 294 до 714 с для объемов жидкости $V_0 = 0,3 \text{ м}^3$ и $V_0 = 0,5 \text{ м}^3$ соответственно. При этом увеличение расчетного оптимального времени формирования эмульсии обусловлено вероятностью прохождения крупных капель через активные зоны диспергатора, количество описываемой коэффициентом χ .

Основной проблемой при практическом использовании разработанной математической модели является сложность определения расчетных зависимостей по расчету коэффициента эффективности диспергатора χ , который зависит от большого количества факторов. Поэтому на данном этапе исследований определение этого коэффициента предлагается проводить на основе обработки опытных данных.

Из рисунка 7 при принятых режимах работы перемешивающего устройства в емкостном аппарате и РПА видно, что при двукратном увеличении циркуляционного расхода Q расчетное время приготовления эмульсии сокращается примерно в два раза. Данная закономерность наблюдается при условии $Q \gg Q_c$. При уменьшении скорости вращения мешалки и снижении расхода Q' до значений, сопоставимых с расходом Q , указанная закономерность нарушается.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Разработанная математическая модель, построенная на основе марковского процесса, полностью соответствует общим физическим представлениям о

влиянии отдельных геометрических соотношений аппаратов и режимных параметров обработки среды на оптимальное время приготовления эмульсии.

Поскольку процесс приготовления гомогенного состава жидкости или эмульсии рассматривался как состоящий из двух последовательно выполняемых этапов, то оптимальная продолжительность всего процесса гомогенизации или эмульгирования в установке периодического действия рассчитывается как сумма времени, затрачиваемого на осуществление этапа предварительного перемешивания и оптимального времени проведения этапа эмульгирования.

Основными факторами, оказывающими существенное влияние на значение оптимального времени приготовления эмульсии, являются объем обрабатываемой жидкости V_0 , циркуляционный расход через РПА Q и коэффициент эффективности дробления капель в РПА χ . По результатам выполненного математического моделирования показано, что при наихудшем значении коэффициента эффективности $\chi = 0,50$ оптимальное время приготовления гомогенного состава в рабочем диапазоне расхода Q через РПА составило от 15 до 80 мин и от 45 до 180 мин при обработке 0,3 и 0,5 м^3 нефти соответственно.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Promtov M. & Pigarev S. Technology for Improving Water-Fuel Oil Emulsions Properties Using Polycarboxylic Acids // *Advanced Materials & Technologies*. 2016. № 3. P. 69–80. doi: 10.17277/amt.2016.03.pp.069-080.
2. Геллер С.В. Топливные эмульсии: проблемы и перспективы // *Экологический вестник России*. 2012. № 8. С. 48–55.
3. Роторно-пульсационный аппарат для «мокрого» измельчения дисперсных материалов / М.С. Василишин [и др.] // *Ползуновский вестник*. 2024. № 1. С. 205–208. doi: 10.25712/ASTU.2072-8921.2024.01.025.
4. Письменный С.А., Варивода А.А. Разработка технологии эмульсионных продуктов с белково-углеводной композицией // *Ползуновский вестник*. 2022. № 1. С. 15–22. doi: 10.25712/ASTU.2072-8921.2022.01.002.
5. Rodgers T.L. & Cooke M. Rotor-stator devices: The role of shear and the stator // *Chemical Engineering Research and Design*. 2012. V. 90, P. 323–327. doi: 10.1016/j.cherd.2011.07.018.
6. The effect of scale and interfacial tension on liquid-liquid dispersion in in-line Silverson rotor-stator mixers / S. Hall [et al.] // *Chemical Engineering Research and Design*. 2013. V. 91. P. 2156–2168. doi: 10.1016/j.cherd.2013.04.021.
7. Протодьяконов И.О. Гидродинамика и массообмен в дисперсных системах жидкость-жидкость. Л.: Наука, 1986. 270 с.
8. Накорчевский А.И., Басок Б.И. Гидродинамика и тепло-массообмен в гетерогенных системах и пульсирующих потоках. Киев: Наукова думка, 2001. 348 с.
9. Роторно-импульсные аппараты для производства эмульсионных продуктов / Г.С. Михалкина [и др.] // *Пищевая промышленность*. 2000. № 4, С. 62–63.
10. Архипов А.Н. Установка ГИД-100/1 для пастообразных молочных продуктов // *Молочная промышленность*. 2012. № 1, С. 46–47.
11. Иванец Г.Е., Альбрехт С.Н., Плотноков П.В. Роторно-пульсационный аппарат для интенсификации стадии перемешивания при производстве комбинированных продуктов // *Изв. вузов. Пищ. технология*. 2000. № 2–3, С. 59–61.
12. Ледова Т.М., Балабудкин М.А., Плюшкин С.А. Закономерности приготовления эмульсионных систем в роторно-пульсационном аппарате // *Химико-фармацевтический журнал*. 1980. Т. 14, № 5. С. 96–99.
13. Scholz P. & Keck C.M. Nanoemulsions produced by rotor-stator high speed stirring // *International Journal of Pharmaceutics*. 2015. V. 482, P. 110–117. doi: 10.21603/2308-4057-2024-1-585.
14. Исследование уравнений ячеечной структуры потоков в процессах и аппаратах химической технологии / Л.Ю. Александрова [и др.] // *Ползуновский вестник*. 2022. № 3, С. 194–203. doi: 10.25712/ASTU.2072-8921.2022.03.027.
15. Вент Д.П., Лопатин А.Г., Сидельников С.И. Математическое моделирование химико-технологических систем: учеб.-

РАСЧЕТ ОПТИМАЛЬНОЙ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ПРОЦЕССОВ ЭМУЛЬГИРОВАНИЯ И ГОМОГЕНИЗАЦИИ В УСТАНОВКЕ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

метод. пособие. Новосибирск : ПХТУ им. Д.И. Менделеева. 2013. 96 с.

16. Орлов С.Е. Разработка метода расчета процесса экстракции целевых компонентов из растительного сырья : автореф. дисс. ... канд. техн. наук. Бийск, 2013. 16 с.

17. Process of Dissolution of Polydisperse Materials in a Unit with a Rotary Pulsation Apparatus / A.A. Kukhlenko [et al.] // Journal of Engineering Physics and Thermophysics. 2015. Т. 88. № 1. P. 23–34. doi: 10.1007/s10891-015-1164-z.

18. Брагинский Л.Н., Бегачёв В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах. Физические основы и методы расчета. Л. : Химия, 1984. 336 с.

19. Analysis of the operational characteristics of a rotor-pulsation apparatus with an impeller / A.V. Fedorov [et al.] // Journal of Engineering Physics and Thermophysics/ 2009. Т. 82, № 5. P. 821–827. doi:10.1007/s10891-009-0263-0.

Информация об авторах

А. А. Кухленко – кандидат технических наук, доцент, главный специалист ООО «РН-КрасноярскНИПИнефть».

М. И. Аршинский – кандидат технических наук, главный менеджер по реализации научно-технических проектов ООО «РН-КрасноярскНИПИнефть», специалист НОЦ исследований и разработок R&D центра ИГиГ СФУ;

Е. А. Новицкий – кандидат технических наук, эксперт по математическому моделированию технологических процессов ООО «РН-КрасноярскНИПИнефть», специалист НОЦ исследований и разработок R&D центра ИГиГ СФУ.

А. Ю. Кулаков – кандидат технических наук, главный специалист по автоматизации химико-технологических процессов ООО «РН-КрасноярскНИПИнефть».

Ю. В. Жильцов – эксперт по численному моделированию химико-технологических процессов ООО «РН-КрасноярскНИПИнефть», специалист НОЦ исследований и разработок R&D центра ИГиГ СФУ.

А. П. Горюхов – главный менеджер по новым технологиям ООО «РН-КрасноярскНИПИнефть», заместитель руководителя НОЦ исследований и разработок R&D центра ИГиГ СФУ.

REFERENCES

1. Promtov, M. & Pigarev, S. (2016). Technology for Improving Water-Fuel Oil Emulsions Properties Using Polycarboxylic Acids. *Advanced Materials & Technologies*. (3), 69-80.

2. Geller, S.V. (2012). Fuel emulsions: problems and prospects. *Ekologicheskiiy vestnik Rossii*, (8), 48-55. (In Russ.).

3. Vasilishin, M.S., Ivanov, O.S., Karpov, A.G. & Titov, S.S. (2024). Rotary pulsating device for "wet" crushing of dispersed materials. *Polzunovskiy vestnik*, (1), 205-208. (In Russ.).

4. Written, S.A. & Varivoda, A.A. (2022). Development of technology for emulsion products with a protein-carbohydrate composition. *Polzunovskiy vestnik*, (1), 15-22. (In Russ.).

5. Rodgers, T.L. & Cooke, M. (2012). Rotor-stator devices: The role of shear and the stator. *Chemical Engineering Research and Design*, (90), 323-327.

6. Hal, S., Pacek, A.W., Kowalski, A.J., Cooke, M. & Rothman, D. (2013). The effect of scale and interfacial tension on liquid-liquid dispersion in in-line Silverson rotor-stator mixers. *Chemical Engineering Research and Design*, (91), 2156-2168.

7. Protodeakonov, I.O. (1986). *Hydrodynamics and mass transfer in dispersed liquid-liquid systems*. L. : Nauka. (In Russ.).

8. Nakorchevsky, A.I. & Basok, B.I. (2001). *Hydrodynamics and heat and mass transfer in heterogeneous systems and pulsating flows*. Kiev : Naukova dumka. (In Ukr.).

9. Mikhalkina, G.S., Petrova, S.P., Kharitonov, V.D., Sosnina, N.A., Mironov, V.F., Kononov, A.I., Minzanova, S.T.

& Lapin, A.A. (2000). Rotary pulse machines for the production of emulsion products. *Pishhevaya promyshlennost'*, (4), 62-63. (In Russ.).

10. Arkhipov, A.N. (2012) Installation of GID-100/1 for pasty dairy products. *Molochnaya promyshlennost'*, (1), 46-47. (In Russ.).

11. Ivanets, G.E., Albrecht, S.N. & Plotnikov, P.V. (2000). Rotary pulsating device for intensifying the mixing stage in the production of combined products. *Izvestijavuzov. Pishhevaya promyshlennost'*, (2-3), 59-61. (In Russ.).

12. Ledova, T.M., Balabudkin, M.A. & Plyushkin, S.A. (1980). Patterns of preparation of emulsion systems in a rotary pulsation apparatus. *Pharmaceutical Chemistry Journal*, 14(5), 96-99. (In Russ.).

13. Scholz, P. & Keck, C.M. (2015). Nanoemulsions produced by rotor-stator high speed stirring. *International Journal of Pharmaceutics*, (482) 110-117.

14. Alexandrova, L.Yu., Ganin, P.G., Markova, A.V., Moshinsky, A.I., Rubtsova, L.N. & Sorokin, V.V., (2022). Investigation of equations of cellular structure of flows in processes and devices of chemical technology. *Polzunovskiy vestnik*, (3) 194-203. (In Russ.).

15. Vent, D.P., Lopatin, A.G. & Sidelnikov, S.I. (2013). *Mathematical modeling of chemical and technological systems: an educational and methodological guide*. Novomoskovsk : RKHTU im. D.I. Mendeleyeva. (In Russ.).

16. Orlov, S.E. (2013). Development of a method for calculating the extraction process of target components from plant raw materials. Extended abstract of candidate's thesis. Biysk. (In Russ.).

17. Kukhlenko, A.A., Orlov, S.E., Ivanova, D.B. & Vasilishin, M.S. (2015). Process of Dissolution of Polydisperse Materials in a Unit with a Rotary Pulsation Apparatus. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*, 88(1) 23-34. (In Russ.).

18. Braginskiy, L.N., Begachov, V.I. & Barabash, V.M. (1984). *Mixing in liquid media. Physical principles and calculation methods*. L. : Chemistry. (In Russ.).

19. Fedorov, A.V., Khmel', T.A., Vasilishin, M.S., Karpov, A.G. & Kukhlenko, A.A. (2009). Analysis of the operational characteristics of a rotor-pulsation apparatus with an impeller. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*, 82(5), 821-827. (In Russ.).

Information about the authors

A.A. Kukhlenko - Candidate of Technical Sciences, Associate Professor, Chief Specialist of LLC "RN-KrasnoyarskNIPIneft".

M.I. Arshinsky - Candidate of Technical Sciences, Chief Manager for the implementation of scientific and technical projects of LLC "RN-KrasnoyarskNIPIneft", Specialist of the Scientific and Educational Research and Development Center of the R&D Center of the Institute of Oil and Gas of the Siberian Federal University.

E.A. Novitsky - Candidate of Technical Sciences, Expert in mathematical modeling of technological processes of LLC "RN-KrasnoyarskNIPIneft", Specialist of the Scientific and Educational Research and Development Center of the R&D Center of the Institute of Oil and Gas of the Siberian Federal University.

A.Yu. Kulakov - Candidate of Technical Sciences, Chief Specialist in Automation of Chemical and Technological Processes of LLC "RN-KrasnoyarskNIPIneft".

Yu.V. Zhiltsov - Expert in numerical modeling of chemical and technological processes of LLC "RN-KrasnoyarskNIPIneft", Specialist of the Scientific and Educational Research and Development Center of the R&D Center of the Institute of Oil and Gas of the Siberian Federal University.

A.P. Gorokhov - Chief Technology Manager of LLC "RN-KrasnoyarskNIPIneft", Deputy Head of the Scientific and Educational Research and Development Center of the R&D Center of the Institute of Oil and Gas of the Siberian Federal University.

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

The authors declare that there is no conflict of interest.

Статья поступила в редакцию 17 декабря 2025; одобрена после рецензирования 24 апреля 2026; принята к публикации 18 мая 2026.

The article was received by the editorial board on 17 Dec 2025; approved after editing on 24 Apr 2026; accepted for publication on 18 May 2026.