

УДК: 66.063.8:004.94

DOI: 10.26277/SECNRS.2023.107.1.001

© 2023. Все права защищены.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ДВУХКОМПОНЕНТНОГО РАСТВОРА В ГОЛОВНОМ РЕАКТОРЕ КАСКАДА ОСАЖДЕНИЯ ПОЛИУРАНАТА АММОНИЯ

Хомяков А. П.*, д-р. техн. наук (a.p.khomiakov@urfu.ru),
 Понизов А. В.**, канд. техн. наук (ponizov@secnrs.ru),
 Морданов С. В.*, канд. техн. наук (s.v.mordanov@urfu.ru),
 Наськина Д. Р.* (dilay1909@mail.ru),
 Хомякова Т. В.* (homtv21@gmail.com),
 Лавров А. С.*** (lavr229@gmail.com),
 Гушшамова В. Н.* (79126634949@ya.ru)

Статья поступила в редакцию 19 января 2023 г.

Аннотация

В статье представлены результаты исследования процессов перемешивания сернокислого раствора урана и углеаммонийного раствора в головном реакторе каскада осаждения полиурата аммония на предприятии АО «Далур» с модернизированным перемешивающим устройством. Исследования проводились методами вычислительной гидродинамики на базе программного комплекса «ANSYS CFD» с помощью математической модели, основанной на уравнениях Навье – Стокса в многокомпонентной постановке Маннинена, стандартной $k-\epsilon$ модели турбулентных пульсаций ($k-\epsilon$) и методе скользящих сеток.

Для частот вращения перемешивающего устройства 180–1 020 об/мин получены распределения скоростей и объемных долей компонентов в головном реакторе каскада осаждения полиурата аммония. Показано, что продолжительность перемешивания в головном реакторе каскада лимитируется временем, необходимым для достижения равномерного распределения объемной доли углеаммонийного раствора. Установлено, что при использовании предложенного модернизированного перемешивающего устройства в рассмотренном диапазоне частот вращения равномерное распределение объемной доли углеаммонийного раствора в головном реакторе достигается за 15–20 мин.

Получены установившиеся линии тока смеси компонентов в головном реакторе с предложенным модернизированным перемешивающим устройством в непрерывном режиме работы. Определено, что для рассмотренных режимов работы характерно интенсивное перемешивание во всем объеме реактора. Показано, что использование модернизированного перемешивающего устройства позволит сократить время пребывания реагентов в головном реакторе, а также снизить расход углеаммонийной соли на осаждение полиурата аммония. Определены дальнейшие направления исследований.

► **Ключевые слова:** осаждение полиурата аммония, перемешивающее устройство, вычислительная гидродинамика.

* Федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б. Н. Ельцина», Екатеринбург, Россия.

** Федеральное бюджетное учреждение «Научно-технический центр по ядерной и радиационной безопасности», Москва, Россия.

*** Акционерное общество «Далур», с. Уксянское, Далматовский р-н, Курганская обл., Россия.

SIMULATION OF A STIRRING HYDRODYNAMICS OF A TWO-COMPONENT SOLUTION IN THE HEAD REACTOR OF THE AMMONIUM POLYURANATE PRECIPITATION CASCADE

Khomyakov A. P.*, D. Sc.,
Ponizov A. V.**, Ph. D.,
Mordanov S. V.*, Ph. D.,
Naskina D. R.*,
Khomyakova T. V.*,
Lavrov A. S.***,
Gushshamova V. N.*

Article is received on January 19, 2023.

Abstract

The paper shows the research results of the uranium sulfate solution and ammonium carbonate solution mixing processes in the JSC “Dalur” ammonium polyuranate precipitation cascade head reactor with the modernized mixing device. The research was performed using computational fluid dynamics methods in the “ANSYS CFD” software package using a mathematical model based on the Navier-Stokes equations in the multicomponent Manninen formulation, the standard k - ε turbulence model and the sliding mesh method.

For a stirrer speed of 180–1 020 rpm, the distributions of the velocities and the volume fractions of components in the head reactor of the ammonium polyuranate precipitation cascade were obtained. It was shown that the cascade head reactor mixing time is limited by the distribution duration of the ammonium carbonate solution volume fraction. It was found that the uniform distribution of the ammonium carbonate solution volume fraction in the head reactor takes 15–20 min, when the proposed modernized mixing device is used in the considered stirred speed range.

The steady-state path lines of the component's mixture in the head reactor with the proposed modernized mixing device were observed under continuous operation mode. It was found that an intensive mixing throughout the reactor volume is typical for all the considered stirring regimes. It was demonstrated that the using of modernized mixing device will allow reducing the residence time for chemical agents in the head reactor and decreasing the ammonium carbonate consumption for the ammonium polyuranate precipitation. The further research directions were determined.

► **Keywords:** *ammonium polyuranate precipitation, mixing device, computational fluid dynamics.*

* Ural Federal University named after the first President of Russia B. N. Yeltsin, Ekaterinburg, Russia.

** Scientific and Engineering Centre for Nuclear and Radiation Safety, Moscow, Russia.

*** Joint-stock company “Dalur”, Uksyanskoe village, Dalmatovskiy district, Kurgan region, Russia.

Введение

Процесс осаждения полиураната аммония на предприятии АО «Далур» происходит в каскаде реакторов объемом 16 м^3 , каждый из которых оснащен перемешивающим устройством и теплообменником. Выделяют три основных этапа осаждения:

- 1) нейтрализация остаточной кислотности;
- 2) гидролиз уранилсульфата;
- 3) взаимодействие гидроксида уранила с углеаммонийной солью с образованием полиураната аммония.

В емкостных аппаратах эффективность химических реакций и массообменных процессов часто лимитируется конвективными и диффузионными стадиями технологического процесса. Данные стадии создают в объеме реактора условия для формирования необходимого распределения концентраций реагентов и организации оптимального гидродинамического режима для обеспечения химических реакций и сопряженных массообменных процессов. При этом с увеличением объема реактора влияние конвективной стадии на технологический процесс существенно возрастает. Таким образом, обеспечение оптимальной гидродинамики перемешивания в реакторах каскада осаждения полиураната аммония является важной и актуальной задачей.

Исследование гидродинамики в промышленных реакторах большого объема на масштабных моделях затруднительно из-за сложности масштабирования процессов перемешивания. Промышленные эксперименты на действующем оборудовании связаны с большими экономическими затратами. В связи с этим для выполнения исследований использовались методы математического моделирования.

Моделирование гидродинамики двухкомпонентного раствора в головном реакторе (далее – реактор) каскада осаждения полиураната аммония с используемым в данный момент на предприятии АО «Далур» скоростным трехлопастным перемешивающим устройством диаметром 400 мм выявило в объеме реактора низкие скорости реагентов, приводящие к возникновению застойных зон и увеличению времени пребывания компонентов реакционной массы в реакторе [1]. Неоптимальное взаимодействие реагентов и образующихся частиц полиураната аммония увеличивает расход углеаммонийной соли на осаждение полиураната аммония.

На основании анализа гидродинамики реагентов в существующем реакторе подготовлены предложения по повышению эффективности процессов осаждения в реакторе каскада за счет модернизации

аппаратурного оформления процессов перемешивания с использованием модернизированных одноярусных и многоярусных перемешивающих устройств. Результаты исследований гидродинамики перемешивания потоков в реакторе в случае применения модернизированных одноярусных перемешивающих устройств изложены в работах [2–4].

В данной статье рассматриваются результаты исследования процессов перемешивания в реакторе осаждения полиураната аммония с модернизированным двухъярусным лопастным перемешивающим устройством.

Методика численного моделирования

Для проведения исследования были разработаны геометрическая модель и конечно-элементная сетка реактора каскада осаждения полиураната аммония с двухъярусным трехлопастным перемешивающим устройством, соответствующая эскизу, представленному на рис. 1. Размеры лопастей каждого яруса составляли $500 \times 100 \text{ мм}$, лопасти каждого яруса были установлены под углом 120° друг к другу и 45° к горизонтальной плоскости.

Исследование гидродинамики перемешивания проводилось для частот вращения перемешивающего устройства: 180, 240, 420, 600, 720, 900 и 1 020 об/мин.

Процесс перемешивания рассматривался для периодического режима работы реактора, влиянием нагрева на реологические свойства реакционной массы пренебрегали. Плотности растворов карбоната аммония и сернокислого раствора урана принимали равными $1\,130$ и $1\,200 \text{ кг/м}^3$ соответственно.

Режим работы реактора каскада следующий. Реактор заполнялся сернокислым раствором урана, затем в верхнюю часть реактора подавался раствор углеаммонийной соли. Отношение объемов углеаммонийного и сернокислого растворов принималось равным 1:8. После заполнения реактора началось перемешивание при фиксированной частоте вращения перемешивающего устройства.

Поскольку объем углеаммонийного раствора меньше объема сернокислого раствора, процесс перемешивания в реакторе лимитировался временем, необходимым для равномерного распределения углеаммонийного раствора в объеме реактора. При анализе результатов численного моделирования использовались результаты расчета для углеаммонийного раствора.

Численное моделирование гидродинамики перемешивания проводилось на базе программного

комплекса “ANSYS CFD” с использованием математической модели, основанной на уравнениях Навье – Стокса в многокомпонентной постановке Маннинена [5–6].

В постановке Маннинена уравнение неразрывности (уравнение сохранения массы) для модели смеси из n фаз (компонентов) при отсутствии дополнительных источников массы принимает вид:

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\rho_m}{\partial t} + \left(\frac{\partial \rho_m u_x}{\partial x} + \frac{\partial \rho_m u_y}{\partial y} + \frac{\partial \rho_m u_z}{\partial z} \right) &= 0 \\ \vec{u}_m &= \frac{\sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \rho_{\varphi} \vec{u}_{\varphi}}{\rho_m} \\ \rho_m &= \sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \rho_{\varphi} \end{aligned} \right. , \quad (1)$$

где t – время, с;

ρ – плотность, кг/м³;

u – скорость, м/с;

x, y, z – декартовы координаты, м;

α – объемная доля;

m и φ – индексы смеси и компонента (фазы);

n – количество компонентов (фаз) в смеси.

Уравнение сохранения количества движения вдоль декартовой оси i для смеси компонентов (фаз) в постановке Маннинена при отсутствии дополнительных источников количества движения имеет вид:

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\rho_m u_{mi}) + \left[(\rho_m u_{mj}) \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_j} - \sum_{\varphi=1}^n (\alpha_{\varphi} \rho_{\varphi} u_{drj\varphi}) \frac{\partial u_{dr i\varphi}}{\partial x_j} \right] &= \\ = - \frac{dp}{dx_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu_m \left(\frac{\partial u_{mj}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_j} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_i} \right) \right] + \rho_m g_i & \\ u_{dr\varphi i} = u_{\varphi i} - u_{mi} & \\ \mu_m = \sum_{\varphi=1}^n \alpha_{\varphi} \mu_{\varphi} & \end{aligned} \right. , \quad (2)$$

где i, j – индексы продольного и поперечного направлений течения;

x – координата, м;

dr – индекс дрейфовых скоростей;

p – давление, Па;

δ_{ij} – метрический тензор;

g – ускорение силы тяжести, м/с²;

μ – вязкость, Па·с.

Для численного моделирования турбулентных пульсаций использовалась стандартная k - ϵ модель турбулентности Лаундера и Сполдинга [7–12].

При этом система уравнений Навье – Стокса (1)–(2) дополнялась системой уравнений (3), описывающей сохранение удельной турбулентной кинетической энергии k и диссипации данной энергии ϵ . Величины k и ϵ могут быть рассчитаны как свойства каждой фазы (компонента) или как свойства смеси в целом. Малые различия плотностей и вязкостей углекислого и сернистого растворов позволяют в конкретном случае считать k и ϵ свойствами смеси.

В нестационарной постановке без учета тепловых эффектов стандартная k - ϵ модель принимает вид:

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\rho_m k) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho_m k u_{mi}) &= \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu_m + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k - \rho_m \epsilon \\ \frac{\partial}{\partial t} (\rho_m \epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho_m \epsilon u_{mi}) &= \\ = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu_m + \frac{\mu_t}{\sigma_{\epsilon}} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} G_k - C_{2\epsilon} \rho_m \frac{\epsilon^2}{k} & \\ G_k &= \mu_t S^2 \\ S &\equiv \sqrt{2 S_{ij}^2} \\ S_{ij} &= \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_{mj}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{mi}}{\partial x_j} \right) \\ \mu_t &= \rho_m C_{\mu} \frac{k^2}{\epsilon} \end{aligned} \right. , \quad (3)$$

где k – удельная турбулентная кинетическая энергия, Дж/кг;

μ_t – турбулентная вязкость, Па·с;

ϵ – диссипация удельной турбулентной кинетической энергии, Дж/(кг·с);

G_k – увеличение турбулентной кинетической энергии за счет градиента скорости потока, Дж/(м³·с);

S – модуль тензора вязких напряжений, 1/с;

S_{ij} – тензор вязких напряжений, 1/с.

Значения модельных констант были приняты по данным Вилкокса [7]: $C_{1\epsilon} = 1,44$, $C_{2\epsilon} = 1,92$, $C_{3\epsilon} = 0,09$, $\sigma_k = 1$, $\sigma_{\epsilon} = 1,3$, $C_{\mu} = 0,09$.

Для организации взаимодействия подвижных и неподвижных областей и поверхностей расчетной сетки применялся метод скользящих сеток (англ. – sliding mesh method) [13], при использовании которого вращательное движение сообщается непосредственно расчетной сетке, а ее узлы и поверхности изменяют свои координаты во времени. Расчеты проводились с шагом по времени в 1 с для всех рассмотренных режимов работы перемешивающего устройства по неструктурированной тетраэдрической конечно-элементной сетке переменной плотности. Общее количество элементов сетки составляло $\sim 5 \cdot 10^5$ элементов.

Результаты исследования

В результате исследования были получены данные о распределении скоростей и объемных долей сернистого раствора урана и раствора углекислой соли и линий тока смеси реагентов в реакторе с двухуровневым трехлопастным перемешивающим устройством при частотах вращения от 180 до 1 020 об/мин в период пуска каскада осаждения и в установившемся режиме работы. Установлено время перемешивания, необходимое

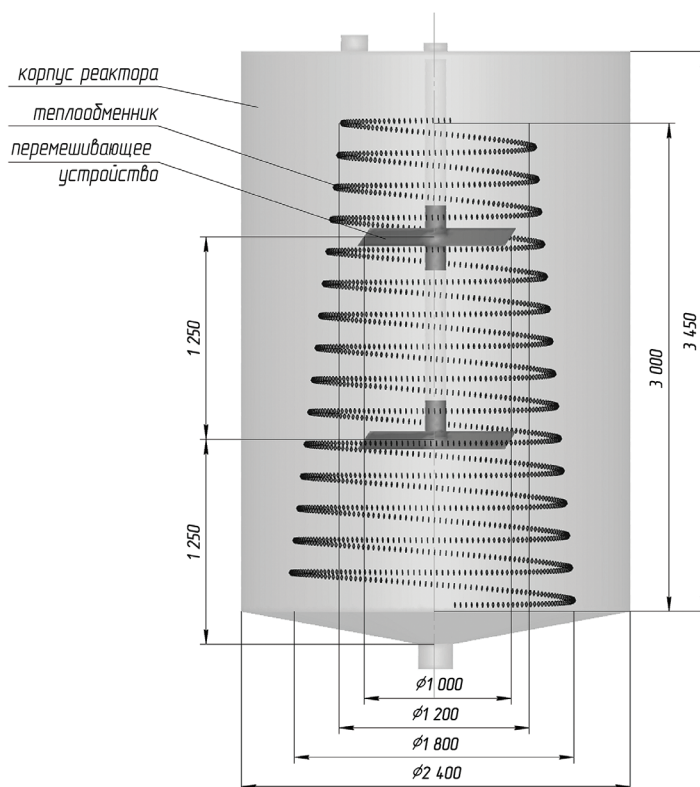


Рис. 1. Эскиз реактора с двухуровневым трехлопастным перемешивающим устройством [Fig. 1. The design of the reactor with the two-level three-bladed mixing device]

для равномерного распределения сред в объеме реактора.

Распределение скоростей смеси реагентов в объеме реактора через 100 с работы перемешивающего устройства при различных частотах его вращения показано на рис. 2.

Качественный характер распределения скоростей в реакторе практически идентичен при всех режимах работы, но имеет разные численные значения. Скорости смеси реагентов в соответствующих точках реактора увеличиваются с повышением частоты вращения. Максимальные скорости наблюдаются вблизи лопастей перемешивающего устройства. Из распределения скоростей видно, что низкие значения скоростей прослеживаются в нижней части реактора: от днища до 500 мм в высоту, вблизи поверхности теплообменника и в двух небольших областях по оси реактора ниже крепления верхних и нижних лопастей к валу перемешивающего устройства. Средние скорости имеют место в центральной части реактора вдоль оси вала перемешивающего устройства в объеме, ограниченном теплообменными трубами. В остальном пространстве, ограниченном внутренней поверхностью цилиндрического корпуса реактора и теплообменными трубами, значения скоростей ниже средних (в верхней части реактора) или соответствуют средним значениям (в нижней части реактора).

Минимальные, средние и максимальные значения скоростей потоков смеси технологических сред представлены в таблице.

Таблица

Скорости потоков технологической смеси в реакторе при различных режимах работы перемешивающего устройства
The flow velocities of the technological solution mixture in the reactor for the different operation regimes of the mixing device

Частота вращения перемешивающего устройства, об/мин	Скорость потоков, м/с		
	минимальная	средняя	максимальная
180	0,4	1,5	3,8
240	0,5	2	5,1
420	0,9	3,5	8,9
600	1,3	5,1	12,7
720	1,5	6,1	15,3
900	1,9	7,6	19,3
1 020	2,2	8,7	21,7

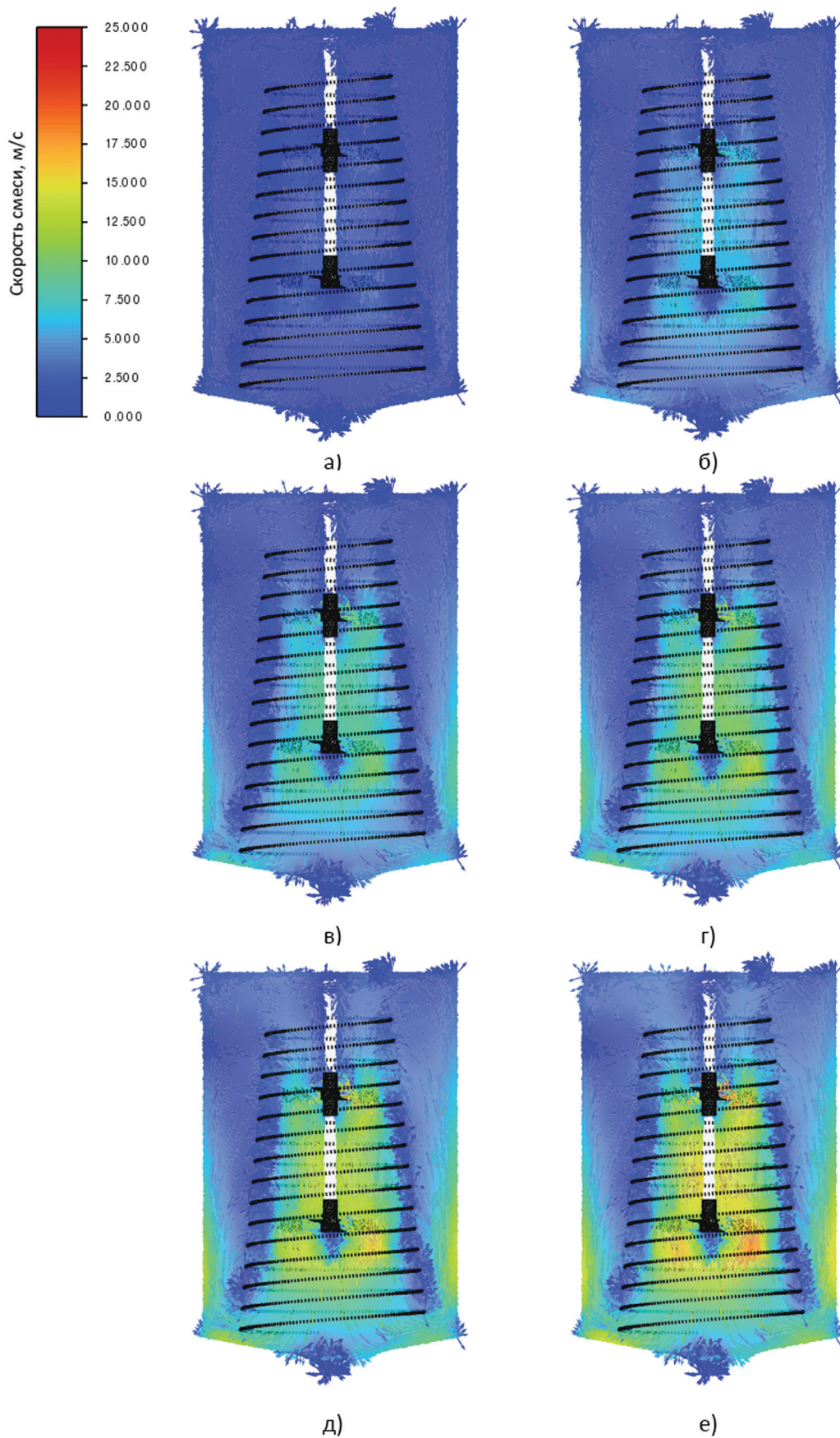


Рис. 2. Установившееся распределение скоростей смеси технологических сред в объеме реактора через 100 с для частот вращения перемешивающего устройства, об/мин:
а) 180; б) 420; в) 600; г) 720; д) 900; е) 1 020
[Fig. 2. Steady-state velocity distribution of the technological solution mixture in the head reactor after 100 s for the rotation speed of the mixing device, rpm:
а) 180; б) 420; в) 600; г) 720; е) 900; ф) 1 020]

При сохранении качественного характера распределения скоростей потоков в реакторе минимальные, средние и максимальные значения скоростей количественно возрастают прямо пропорционально увеличению частоты вращения перемешивающего устройства.

Результаты исследования показали, что при перемешивании технологических сред в реакторе с помощью перемешивающего устройства предложенной конструкции значения минимальных и средних скоростей реакционной массы увеличиваются в аналогичных режимах (по критерию Рейнольдса), по сравнению с реактором с эксплуатируемым перемешивающим устройством [1], для минимальных скоростей: в 35–40 раз, а для средних – в 3–4,2 раза.

Для рассмотренных частот вращения перемешивающего устройства получены данные об изменении распределения объемной доли углеаммонийного раствора в объеме реактора.

Как уже отмечалось, продолжительность перемешивания в объеме реактора лимитируется временем равномерного распределения раствора углеаммонийной соли.

На рис. 3 представлены расчетные распределения объемной доли углеаммонийного раствора в начальный момент работы системы перемешивания и через 5, 10, 15, 20 и 25 мин работы перемешивающего устройства для частоты вращения 180 об/мин.

На рис. 4 представлены зависимости максимальной и минимальной объемных долей углеаммонийного раствора в объеме реактора от продолжительности перемешивания для частоты вращения 180 об/мин. Расчеты показали, что время, необходимое для достижения равномерного распределения углеаммонийного раствора в реакторе с предложенным перемешивающим устройством, составляет до 25 мин при частоте вращения 180 об/мин и до 25–30 мин в других рассмотренных режимах. Таким образом, для принятой конструкции перемешивающего устройства для частот вращения вала 180 об/мин и выше увеличение частоты вращения не приводит к существенному снижению длительности перемешивания и, следовательно, нецелесообразно. При этом во всех рассмотренных режимах перемешивание в основном объеме реактора занимает от 15 до 20 мин. Остальное время перемешивания расходуется на устранение застойных зон в нижней части (вблизи штуцера отвода) и у стенок в верхней части реактора.

Предложенное двухъярусное лопастное перемешивающее устройство не является стандартизированным. Кроме того, реактор каскада осаждения полиурната аммония оснащен нестандартизированным внутренним теплообменником в виде змеевика с конической образующей. В общепризнанной базовой научно-технической литературе по перемешиванию [14–17] нет данных о характере циркуляции потоков в оборудовании с похожими перемешивающими и внутренними устройствами, поэтому представляется интересным распределение линий тока технологических сред в реакторе с предложенным перемешивающим устройством.

На рис. 5 показаны расчетные установившиеся линии тока смеси реагентов в объеме реактора с предложенным перемешивающим устройством.

При перемешивании смесь технологических сред движется следующим образом: формируется нисходящий поток от лопастей перемешивающего устройства к днищу реактора, а на выходе из области, ограниченной теплообменником, смесь меняет направление и движется от центра днища реактора к периферии, затем вверх, вдоль внутренней поверхности цилиндрического корпуса реактора, вовлекается в центральную часть реактора и меняет направление на нисходящее, перемещаясь вдоль оси вала. Из этого следует, что циркуляции присущи как радиальное, так и осевое направления при формировании нисходящего потока ярусами перемешивающего устройства. Конический теплообменник одновременно выполняет функции циркуляционной трубы и дополнительного перемешивающего устройства за счет формирования вторичных вихрей у поверхности теплообменника.

Заключение

В результате численного моделирования гидродинамики в головном реакторе каскада осаждения полиурната аммония с модернизированным двухъярусным лопастным перемешивающим устройством:

- получены установившиеся распределения скоростей смеси сернокислого раствора урана и углеаммонийного раствора при частотах вращения перемешивающего устройства в диапазоне от 180 до 1 020 об/мин;

- определено, что при изменении частоты вращения перемешивающего устройства установившееся распределение скоростей качественно не изменяется, а количественно значения скоростей потоков возрастают прямо пропорционально частоте вращения перемешивающего устройства;

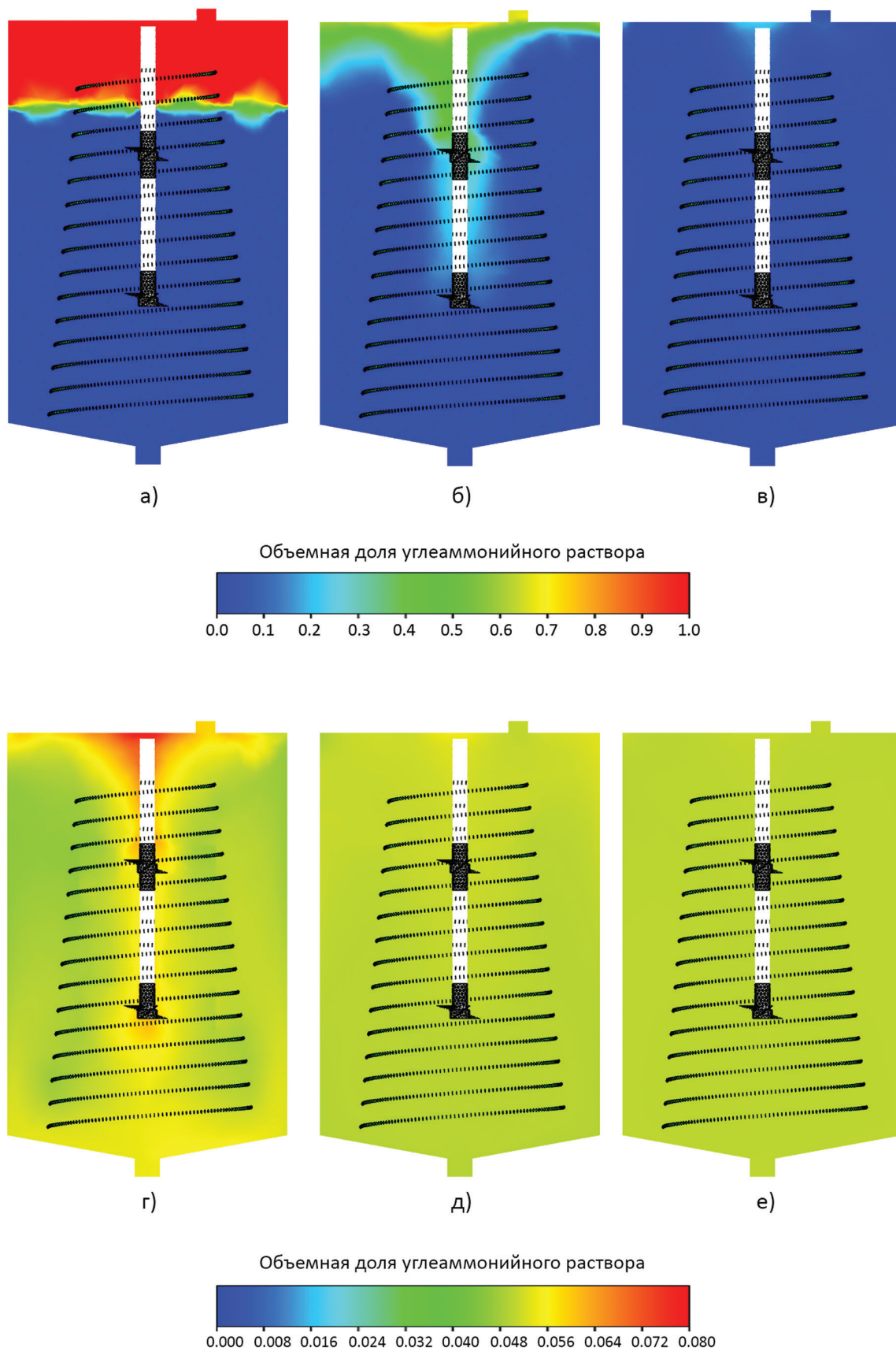


Рис. 3. Распределение объемной доли углеаммонийного раствора при частоте вращения перемешивающего устройства 180 об/мин и времени перемешивания, мин:
 а) 0; б) 5; в) 10; г) 15; д) 20; е) 25
 [Fig. 3. Distribution of the volume fraction of the ammonium carbonate solution at the rotation speed of the mixing device 180 rpm and the mixing time, min:
 a) 0; b) 5; c) 10; d) 15; e) 20; f) 25]

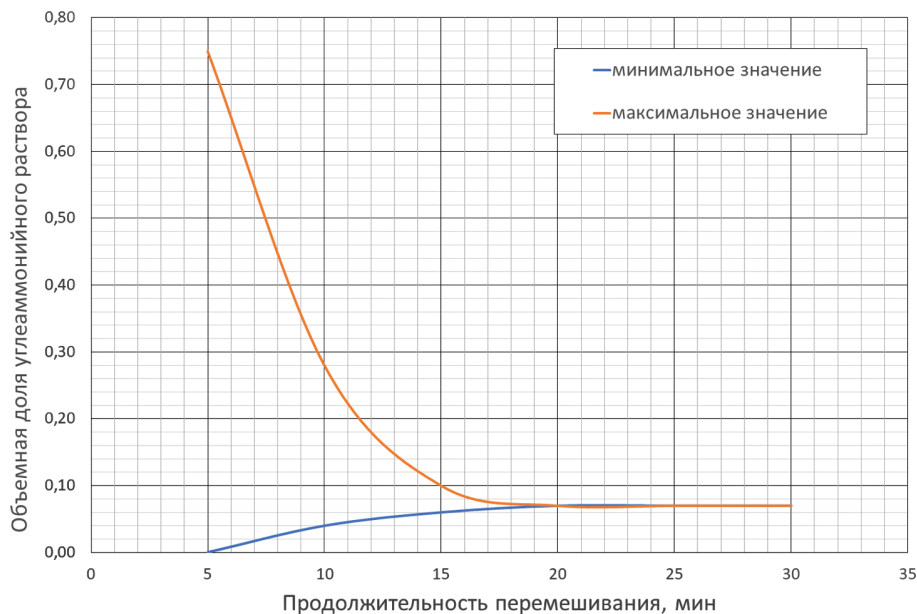


Рис. 4. Зависимость максимальной и минимальной объемных долей углеаммонийного раствора от продолжительности перемешивания и частоты вращения перемешивающего устройства 180 об/мин [Fig. 4. The dependence of the maximum and minimum volume fractions of the ammonium carbonate solution on the duration of mixing and the rotation speed of the mixing device 180 rpm]

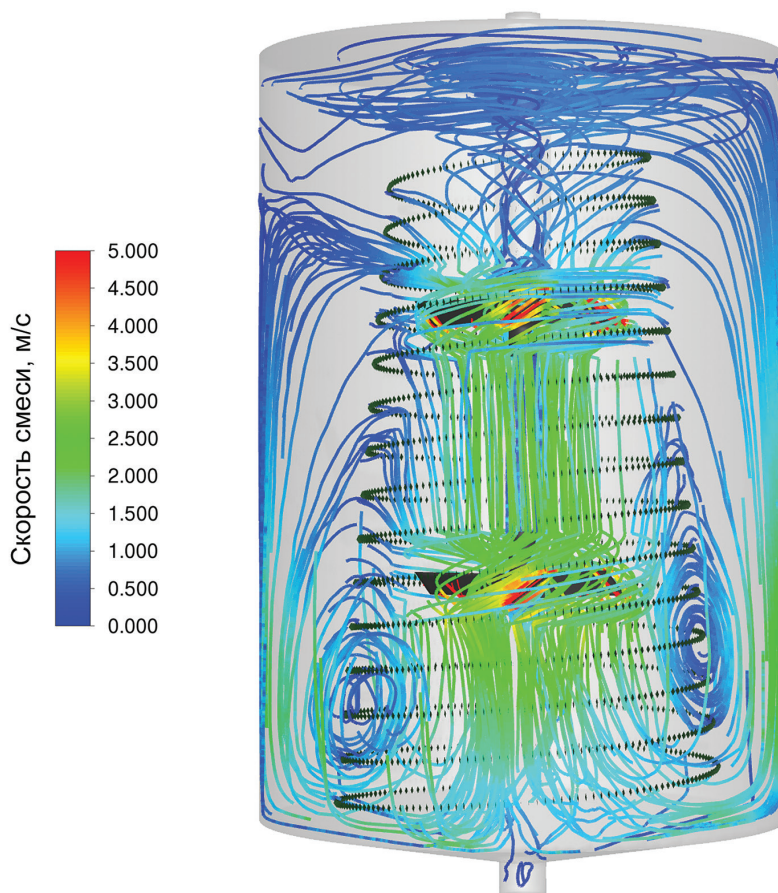


Рис. 5. Установившиеся линии тока смеси реагентов в реакторе при частоте вращения перемешивающего устройства 180 об/мин [Fig. 5. Steady-state mixture path lines in the reactor at the rotation speed of the mixing device of 180 rpm]

- показано, что время перемешивания в реакторе лимитируется продолжительностью равномерного распределения углеаммонийного раствора в реакторе;
- получены распределения объемных долей растворов серной кислоты и углеаммонийной соли в реакторе в период пуска и в установившемся режиме;
- определена продолжительность равномерного распределения углеаммонийного раствора в реакторе: 15–20 мин;
- получены максимальное, среднее и минимальное значения скоростей смеси реагентов. Анализ данных показал, что при смешивании раствора серной кислоты, содержащей целевой компонент, и раствора углеаммонийной соли при использовании перемешивающего устройства предложенной конструкции, значения средних скоростей циркуляции выше в 3,0–4,2 раза при аналогичных значениях критерия Рейнольдса, чем при использовании перемешивающего устройства, применяющегося на АО «Далур» в данный момент;
- получены расчетные установившиеся линии тока смеси реагентов в объеме реактора. Установлен характер распределения скоростей смеси реагентов в продольном сечении реактора. Показано, что предложенное перемешивающее устройство формирует в реакторе как радиальную, так и осевую циркуляцию технологических растворов;
- показано, что применение перемешивающего устройства предложенной конструкции способствует интенсификации перемешивания в реакторе, турбулизации потоков реагентов, лучшему контакту технологических сред и, таким образом, обеспечивает

оптимальные условия для осаждения полиураната аммония.

Интенсификация перемешивания в реакторе каскада осаждения полиураната аммония позволит сократить время пребывания реагентов в реакторе, а также снизить расход углеаммонийной соли на осаждение полиураната аммония за счет более равномерного распределения реагентов.

В дальнейшем в рамках работы по повышению эффективности осаждения полиураната аммония на предприятии АО «Далур» планируется:

1. определить оптимальную конструкцию механического перемешивающего устройства реактора каскада осаждения полиураната аммония на основе анализа результатов выполненных исследований;
2. выполнить исследование гидродинамики с дополнительным струйным перемешиванием, в том числе в узле ввода реагентов реактора, оснащенного механическим перемешивающим устройством оптимальной конструкции;
3. выполнить исследование гидродинамики в реакторе каскада осаждения полиураната аммония для двухфазного потока (твердая фаза – образовавшиеся частицы полиураната аммония, жидкая фаза – серноокислый и углеаммонийный растворы);
4. выполнить исследование гидродинамики в реакторе каскада осаждения полиураната аммония для трехфазного потока (твердая фаза – образовавшиеся частицы полиураната аммония, жидкая фаза – серноокислый и углеаммонийный растворы, газообразная фаза – образовавшийся в процессе химических реакций аммиак).

Литература

1. Khomyakov A. P., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V., Ahtyamova R. I. (2019). Mixing hydrodynamics research during the ammonium polyuranate deposition. AIP Conference Proceedings, vol. 2174, pp. 020242-1–02042-4.
2. Khomyakov A. P., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V. (2021). Investigation of the hydrodynamics of mixing two technological media using a six-blade agitator. AIP Conference Proceedings, vol. 2388, pp. 60–64.
3. Khomyakov A. P., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V. (2021). Investigation of the hydrodynamics of mixing two technological media with a small-sized agitator. AIP Conference Proceedings, vol. 2388, pp. 55–59.
4. Khomyakov A. P., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V. (2021). Investigation of the mixing hydrodynamics of two-component solution with the three-blade agitator. Proceedings from Sino-Russian ASRTU Forum “Ecology and Environmental Sciences” (Ekaterinburg, October 21–22, 2020). IOP Conference Series: Earth and Environmental Science, 2021, vol. 864, No. 012039.
5. Marshall E. M., Bakker A. (2003). Computational fluid mixing. Lebanon: Fluent Inc.
6. Manninen M., Taivassalo V. (1996). On the mixture model for multiphase flow. Espoo: Technical Research Center of Finland, VTT Publications.

7. Wilcox D. C. (2006). Turbulence modeling for CFD. San Diego: DCW Industries.
8. Launder B. C., Spalding D. B. (1972). Lectures in mathematical models of turbulence. London: Academic press.
9. Авраменко М. И. О k - ϵ модели турбулентности / М. И. Авраменко. – 2-е изд., перераб. и доп. – Снежинск: Изд-во РФЯЦ – ВНИИТФ, 2010. – 102 с.
10. CFD Modeling of Complex Chemical Processes: Multiscale and Multiphysics Challenges / ed. by X. Li, D.-W. Yin, J. S. Park. – Basel: MDPI, 2021. – 296 p.
11. Numerical Simulation in Engineering Science / ed. by S. P. Rao. – London: IntechOpen, 2018. – 404 p.
12. Optimization of Heat and Mass Exchange / ed. by B. Agnew, I. CK. Tam, X. Shi. – Basel: MDPI, 2020. – 182 p.
13. Bachler G., Schiffermüller H., Bregant A. (2001). A parallel fully implicit sliding mesh method for industrial CFD applications. Parallel computational fluid dynamics – trends and applications. Graz: Elsevier Science B. V., pp. 505–508.
14. Брагинский Л. Н. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета / Л. Н. Брагинский, В. И. Бегачев, В. М. Барабаш. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.
15. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками / Ф. Стренк; пер. с польск. под ред. И. А. Щупляка – Л.: Химия, 1975. – 384 с.
16. Kresta S. M. (2016). Advances in industrial mixing. A companion to the handbook of industrial mixing. Hoboken: Wiley.
17. King R. (2013). Fluid mechanics of mixing. Modelling, operations and experimental techniques. Dordrecht: Springer Netherlands.

References

1. Khomyakov A. P., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V., Ahtyamova R. I. (2019). Mixing hydrodynamics research during the ammonium polyuranate deposition. AIP Conference Proceedings, vol. 2174, pp. 020242-1–02042-4.
2. Khomyakov A. P., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V. (2021). Investigation of the hydrodynamics of mixing two technological media using a six-blade agitator. AIP Conference Proceedings, vol. 2388, pp. 60–64.
3. Khomyakov A. P., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V. (2021). Investigation of the hydrodynamics of mixing two technological media with a small-sized agitator. AIP Conference Proceedings, vol. 2388, pp. 55–59.
4. Khomyakov A. P., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V. (2021). Investigation of the mixing hydrodynamics of two-component solution with the three-blade agitator. Proceedings from Sino-Russian ASRTU Forum “Ecology and Environmental Sciences” (Ekaterinburg, October 21–22, 2020). IOP Conference Series: Earth and Environmental Science, 2021, vol. 864, No. 012039.
5. Marshall E. M., Bakker A. (2003). Computational fluid mixing. Lebanon: Fluent Inc.
6. Manninen M., Taivassalo V. (1996). On the mixture model for multiphase flow. Espoo: Technical Research Center of Finland, VTT Publications.
7. Wilcox D. C. (2006). Turbulence modeling for CFD. San Diego: DCW Industries.
8. Launder B. C., Spalding D. B. (1972). Lectures in mathematical models of turbulence. London: Academic press.
9. Авраменко М. И. (2010). О k - ϵ модели турбулентности [About k - ϵ turbulence model]. Snezhinsk: Izdatel'stvo RFNC – VNIITF. [in Russian].
10. Li X., Yin D.-W., Park J. S. (2021). CFD Modeling of complex chemical processes: Multiscale and Multiphysics challenges. Basel: MDPI.
11. Rao S. P. (2018). Numerical simulation in engineering science. London: IntechOpen.
12. Agnew B., Tam I. CK., Shi X. (2020). Optimization of heat and mass exchange. Basel: MDPI.
13. Bachler G., Schiffermüller H., Bregant A. (2001). A parallel fully implicit sliding mesh method for industrial CFD applications. Parallel computational fluid dynamics – trends and applications. Graz: Elsevier Science B. V., pp. 505–508.

14. Braginskiy L. N., Begachev V. I., Barabash V. M. (1984). *Peremeshivanie v zhidkikh sredakh: fizicheskie osnovy i inzhenernye metody rascheta* [Mixing in fluids: physical bases and engineering calculation methods]. Leningrad: Khimiya. [in Russian].
15. Strenk F., Shchlyak I. A. (1975). *Peremeshivanie i apparaty s meshalkami* [Mixing and apparatuses with mixers]. Leningrad: Khimiya. [in Russian].
16. Kresta S. M. (2016). *Advances in industrial mixing. A companion to the handbook of industrial mixing*. Hoboken: Wiley.
17. King R. (2013). *Fluid mechanics of mixing. Modelling, operations and experimental techniques*. Dordrecht: Springer Netherlands.

Сведения об авторах

Хомяков Анатолий Павлович, заведующий кафедрой «Машины и аппараты химических производств», федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б. Н. Ельцина» (620002, Екатеринбург, ул. Мира, д. 19).

Понизов Антон Владимирович, начальник отдела безопасности предприятий топливного цикла, федеральное бюджетное учреждение «Научно-технический центр по ядерной и радиационной безопасности» (107140, Москва, ул. Малая Красносельская, д. 2/8, корп. 5).

Морданов Сергей Вячеславович, доцент кафедры «Машины и аппараты химических производств», федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б. Н. Ельцина» (620002, Екатеринбург, ул. Мира, д. 19).

Наськина Диляра Ришатовна, ассистент кафедры «Машины и аппараты химических производств», федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б. Н. Ельцина» (620002, Екатеринбург, ул. Мира, д. 19).

Хомякова Татьяна Владимировна, старший преподаватель кафедры «Машины и аппараты химических производств», федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б. Н. Ельцина» (620002, Екатеринбург, ул. Мира, д. 19).

Лавров Антон Сергеевич, начальник производственного отдела – заместитель директора по производству, акционерное общество «Далур» (641750, Курганская обл., Далматовский район, село Уксянское, ул. Лесная, д. 1).

Гушишамова Виктория Надимовна, инженер кафедры «Машины и аппараты химических производств», федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б. Н. Ельцина» (620002, Екатеринбург, ул. Мира, д. 19).

Authors credentials

Khomyakov Anatoliy Pavlovich, Head of the Department “Chemical production machines and apparatuses”, Ural Federal University named after the first President of Russia B. N. Yeltsin (19, Mira str., Ekaterinburg, 620002), e-mail: a.p.khomiakov@urfu.ru.

Ponizov Anton Vladimirovich, Head of Division for Safety of Fuel Cycle Facilities, Scientific and Engineering Centre for Nuclear and Radiation Safety (2/8, bld. 5, Malaya Krasnoselskaya str., Moscow, 107140), e-mail: ponizov@secnrs.ru.

Mordanov Sergey Vyacheslavovich, Assistant Professor of the Department “Chemical production machines and apparatuses”, Ural Federal University named after the first President of Russia B. N. Yeltsin (19, Mira str., Ekaterinburg, 620002), e-mail: s.v.mordanov@urfu.ru.

Naskina Dilyara Rishatovna, Assistant Lecturer of the Department “Chemical production machines and apparatuses”, Ural Federal University named after the first President of Russia B. N. Yeltsin (19, Mira str., Ekaterinburg, 620002), e-mail: dilay1909@mail.ru.

Khomyakova Tatiana Vladimirovna, Senior Lecturer of the Department “Chemical production machines and apparatuses”, Ural Federal University named after the first President of Russia B. N. Yeltsin (19, Mira str., Ekaterinburg, 620002), e-mail: homtv21@gmail.com.

Lavrov Anton Sergeevich, Head of the Production Department – Deputy Director for Production, joint-stock company “Dalur” (1, Lesnaya str., Uksyanskoe village, Dalmatovskiy district, Kurgan region, 641750), e-mail: lavr229@gmail.com.

Gushshamova Viktoria Nadimovna, Engineer of the Department “Chemical production machines and apparatuses”, Ural Federal University named after the first President of Russia B. N. Yeltsin (19, Mira str., Ekaterinburg, 620002), e-mail: v.n.gushshamova@urfu.ru.

Для цитирования

Хомяков А. П., Понизов А. В., Морданов С. В., Наськина Д. Р., Хомякова Т. В., Лавров А. С., Гушишамова В. Н. Моделирование гидродинамики перемешивания двухкомпонентного раствора в головном реакторе каскада осаждения полиураната аммония // Ядерная и радиационная безопасность. 2023. № 1 (107). С. 5–17. DOI: 10.26277/SECNRS.2023.107.1.001.

For citation

Khomyakov A. P., Ponizov A. V., Mordanov S. V., Naskina D. R., Khomyakova T. V., Lavrov A. S., Gushshamova V. N. Simulation of a stirring hydrodynamics of a two-component solution in the head reactor of the ammonium polyuranate precipitation cascade. Nuclear and Radiation Safety Journal, 2023, No. 1 (107), pp. 5–17. [in Russian]. DOI: 10.26277/SECNRS.2023.107.1.001.

