

Э. И. Салахова, А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров,
О. С. Дмитриева, Р. И. Гильмутдинова

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КРИТИЧЕСКОГО ДИАМЕТРА УНОСА ЧАСТИЦ В РЕАКТОРЕ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

Ключевые слова: сепаратор, дугообразные элементы, псевдоожигенный слой, реактор, диаметр частиц, эффективность.

В настоящее время интерес к применению в химии, нефтехимии, нефтепереработке реакторов с псевдоожигенным слоем не прекращается. При этом остается проблема, требующая решения и связанная с сепарацией дисперсной фазы из газовых смесей, покидающей псевдоожигенный слой реактора, имеет важное значение, так как запас твердых частиц со временем уменьшается, что отражается на эффективности псевдоожигения. Для возвращения твердого материала обратно в слой, как правило, используют циклоны. В данном исследовании предлагается альтернативный сепаратор для использования в верхней части реактора с псевдоожигенным слоем. Разработанный сепаратор с дугообразными элементами используется для разделения твердых частиц и газа, частицы ударяются об элементы, далее движутся по V-образным перегородкам в бункер и возвращаются обратно в псевдоожигенный слой. Поскольку поведение псевдоожигенного слоя зависит от свойств материала, целью исследования было определение критического размера частиц, взвешенных в потоке газа реактора над слоем, что позволит в дальнейшем определить эффективность работы сепаратора и спроектировать вертикальное пространство над слоем для предотвращения выноса больших количеств материала слоя из реактора газовым потоком. В результате проведенных исследований на экспериментальной установке была определена эффективность работы устройства в зависимости от скорости воздуха на входе в установку и размера частиц. Численные исследования проведены в пакете прикладного математического моделирования. В результате исследований были определены скорости начала псевдоожигения и уноса дисперсной фазы для частиц различной плотности. Был определен такой размер частиц, который уносился из псевдоожигенного слоя вверх газовым потоком, и должен был попасть в разработанный сепаратор с дугообразными элементами, причем с достаточной для этого эффективностью. Для скорости на входе в реактор в диапазоне от 0,26 м/с до 0,74 м/с получили критический диаметр при плотности 3580 кг/м³ в диапазоне от 52,5–98 мкм, для плотности 7000 кг/м³ диапазон частиц составил от 37,1 мкм до 69,2 мкм.

E. I. Salakhova, A. V. Dmitriev, V. E. Zinurov,
O. S. Dmitrieva, R. I. Gilmutdinova

DETERMINATION OF THE CRITICAL PARTICLE ENTRAINMENT DIAMETER IN A FLUIDIZED BED REACTOR

Keywords: separator, arc-shaped elements, fluidized bed, reactor, particle diameter, efficiency.

Currently, interest in using fluidized bed reactors in chemistry, petrochemistry, and oil refining does not stop. There remains a problem that needs to be solved and associated with the separation of the dispersed phase from gas mixtures leaving the fluidized bed of the reactor is important, since the stock of solid particles decreases over time, which affects the efficiency of fluidization. Cyclones are usually used to return solid material back to the layer. In this study, we propose an alternative separator for the upper part of a fluidized bed reactor. The developed separator with arc-shaped elements is used to separate solid particles and gas. The particles hit the elements, then move along the V-shaped partitions into the hopper and return to the fluidized bed. Since the fluidized bed behavior depends on the material properties, the purpose of the study was to determine the critical size of particles suspended in the reactor gas stream above the bed, which will further determine the separator efficiency and design a vertical space above the bed to prevent large amounts of bed material from being carried out of the reactor by the gas stream. Because of the research conducted at the experimental installation, the efficiency of the device was determined depending on the air velocity at the entrance to the installation and the particle size. We carried numerical studies out in the package of applied mathematical modeling. Because of the research, the rates of the beginning of fluidization and entrainment of the dispersed phase for particles of different densities were determined. The particle size was determined, which was carried up from the fluidized bed by the gas flow, and had to get into the developed separator with arc-shaped elements, and with sufficient efficiency for this. For the reactor inlet velocity in the range from 0.26 m/s to 0.74 m/s, a critical diameter was obtained at a density of 3580 kg/m³ in the range from 52.5–98 microns, for a density of 7000 kg/m³, the particle range was from 37.1 microns to 69.2 microns.

За последние несколько десятилетий технология псевдоожигения активно развивается и применяется в химической, нефтехимической и других отраслях промышленности для проведения каталитического крекинга, сжигания и газификации твердого топлива и т.д. [1]. Доказано, что псевдоожигение обеспечивает множество преимуществ, таких как высокая эффективность массо- и теплопередачи, высокая произ-

водительность, возможность организации непрерывности процесса, стабильность работы, более равномерное распределение температуры. В настоящее время интерес к применению реакторов с псевдоожигенным слоем также не прекращается [2]. Характеристики потока частиц в подвижном слое тесно связаны с его структурой и свойствами самого материала. Псевдоожигенные потоки сложны, характеризуются

несколькими режимами, их проблематично предсказать из-за их многомасштабной природы [3, 4]. При этом остается один аспект, требующий улучшения, это решение проблемы, связанной с улавливанием частиц катализатора, которые образовались в результате соприкосновения частиц друг с другом и трения о внутренние стенки реактора, увлекаются вверх по слою газовым потоком, покидая реактор, что приводит к сокращению срока службы внутренних элементов и серьезно влияет на эффективность работы псевдоожиженного слоя. Поэтому, обращая внимание на псевдооживление газа и твердого тела, нельзя игнорировать неблагоприятные эффекты, вызванные эрозией внутренних компонентов [5], отложения частиц катализаторной пыли на поверхности теплопередачи [6].

Правильное прогнозирование запасов твердых частиц в псевдоожиженном слое важно для проектирования реактора, определения времени пребывания твердых частиц в псевдоожиженном слое, а также использования полученных данных при выборе устройств для сбора твердого материала [7]. Вертикальное пространство над слоем, которое занимает большой объем всего реактора, имеет основную задачу предотвращение выноса больших количеств материала слоя из реактора газовым потоком [8]. Циклоны или другие сепараторы обычно помещают внутрь реактора в пространство над слоем, чтобы вернуть захваченный материал в слой [9-12].

В качестве альтернативы использованию циклона авторами настоящей статьи предлагается сепарационное устройство [13]. Оно содержит множество элементов дугообразной формы, расположенных в шахматном порядке, ограниченных сверху крышкой, снизу – V-образными перегородками (вершиной вверх), транспортирующими уловленные частицы в бункер. Особенность в том, что при течении газа с частицами в нем образуется волнообразная структура, и за счет резкого изменения направления потока частицы вылетают из него и сталкиваются с дугообразными элементами. Как правило, частицы отлетают от них в области со скоростями близкими к нулевым значениям. Далее частицы, оказываясь в них, постепенно оседают в бункер устройства по V-образным перегородкам.

Целью данной работы является определение критического размера частиц, поступающих в сепаратор. Понимание диаметра частиц над слоем в реакторе, позволит оценить эффективность работы сепарационного устройства для предотвращения выноса большого количества материала псевдоожиженного слоя из реактора.

Для проведения исследований была собрана экспериментальная установка (рис. 1), содержащая разработанное устройство, систему подачи воздуха и частиц. Принцип работы установки заключался в следующем: с помощью вентилятора 3 воздух из окружающей среды подавался в нижнюю часть экспериментальной установки 1. Частицы при этом подавались с помощью дозирующего устройства 5. Таким образом, создавался поток газа с частицами, который поступал в корпус установки 1. В общем случае частицы в экспериментальной установке делились на две фракции:

одна из которых находилась в псевдоожиженном состоянии, другая уносилась из экспериментальной установки. Для улавливания уносимой части применялось сепарационное устройство 2. Отработанный газовый поток выбрасывался в окружающую среду, пройдя стадию окончательной очистки от твердых частиц с помощью фильтра тонкой очистки 4.

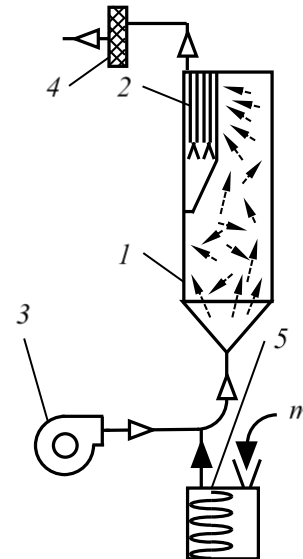


Рис. 1 – Принципиальная схема экспериментальной установки: 1 – корпус установки; 2 – сепарационное устройство; 3 – вентилятор; 4 – фильтр тонкой очистки; 5 – дозатор

Fig. 1 – Schematic diagram of the experimental system: 1 – installation housing; 2 – separation device; 3 – fan; 4 – fine filter; 5 – doser

При этом уловленная сепарационным устройством 2 часть частиц переходила в область витающих частиц в установке 1. Важной задачей при исследовании сепарационного устройства 2 являлось определение размеров частиц, которые будут поступать в сепарационное устройство экспериментальной установки 1 в зависимости от рабочей скорости воздуха. Было проведено шесть опытов на основе нескольких рабочих скоростей W_{inst} : 2,25 м/с, 2,91 м/с, 3,97 м/с, 5,06 м/с, 5,51 м/с и 6,32 м/с. Масса катализатора m до опыта составила в опытах соответственно 12,84 г, 3,75 г, 2,27 г, 14,42 г, 11,41 г, 14,26 г. Массовый расход катализатора 0,056 г/с. Процентное содержание катализатора в воздухе в опытах 0,42, 0,3, 0,22, 0,18, 0,16 и 0,14.

В результате проведенных экспериментальных опытов было установлено, что эффективность исследуемого сепарационного устройства составляет более 50%. Устройство содержало пять рядов дугообразных элементов. Для выявления оптимального числа рядов дугообразных элементов в устройстве проводились численные исследования в программном комплексе Ansys Fluent, в ходе которых была получена зависимость фракционной эффективности от размера частиц при различной скорости (рис. 2). Эффективность определяли по выражению $E = 1 - n/N$, где n – количество неуловленных сепаратором частиц, $N = 1000$ –

количество введенных частиц. Мелкие частицы достигают большой высоты, а крупные, наоборот, что позволит им вернуться обратно в слой.

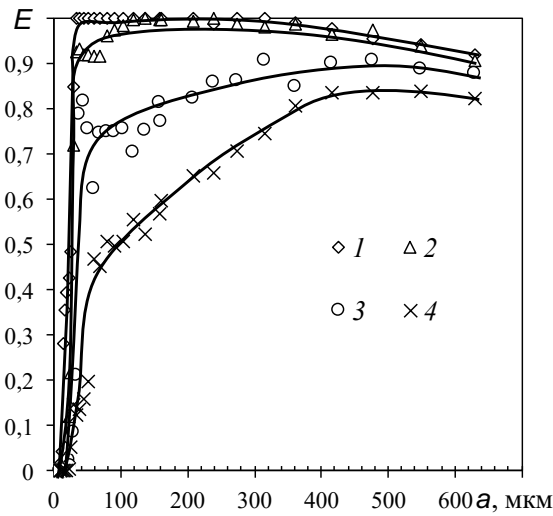


Рис. 2 – Изменение эффективности от диаметра частиц при скорости газа на входе в сепарационное устройство w , м/с: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 2; 4 – 3

Fig. 2 – The change in efficiency from the particle diameter at the gas velocity at the inlet to the separation device w , m/s: 1 – 0.5; 2 – 1; 3 – 2; 4 – 3

Выявлено, что эффективность предложенного устройства может достигать значения близкого к 100% при значении скорости до 1 м/с и значениях диаметра частиц до 500 мкм. При увеличении скорости эффективность улавливания частиц существенно снижается во всем исследуемом диапазоне значений диаметров частиц. Стоит отметить, что в целом для исследуемой области применения, а именно, очистки газа от частиц катализатора, используемого в реакторе с псевдооживленным слоем, средний размер частиц до истирания примерно находится в диапазоне от 400 до 800 мкм, а после составляет менее 100 мкм.

Рассмотрим различные методики расчета скорости псевдооживления, по нижепредставленным формулам, далее выражали диаметр частиц:

по Кнудсену
$$w = \left(\frac{a^2 \rho_a g}{\mu} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (1)$$

по Энглеру
$$w = \left(\frac{0,4 a \rho_a^{\frac{1}{3}} \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}}, \quad (2)$$

по Рибьеру
$$w = \left(\frac{250 a^2 \rho_a}{\mu^2} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (3)$$

по Таскинэру
$$w = \left(\frac{g a^5 \rho_a^2}{\mu^2} \right)^{\frac{1}{3}}. \quad (4)$$

С увеличением скорости потока от нуля до некоторого определенного значения происходит процесс фильтрования, когда твердые частицы остаются неподвижны, далее при увеличении расхода газа происходит разрыв связей между частицами. При достижении

определенного значения критической скорости, частицы переходят в псевдооживленное состояние и начинают свободно перемещаться в пространстве. При дальнейшем увеличении скорости, частицы начинают двигаться интенсивнее, гидравлическое сопротивление при этом не изменяется, газ поддерживает частицы на весу. Далее фиксируется следующее критическое значение, при котором частицы будут уноситься потоком.

В ходе исследования использовали частицы диаметром от 10 мкм до 630 мкм, плотность частиц 3580 кг/м³ и 7000 кг/м³. Так как состояние слоя напрямую зависит от скорости потока, то проведем расчеты для определения скорости начала псевдооживления и скорости уноса частиц.

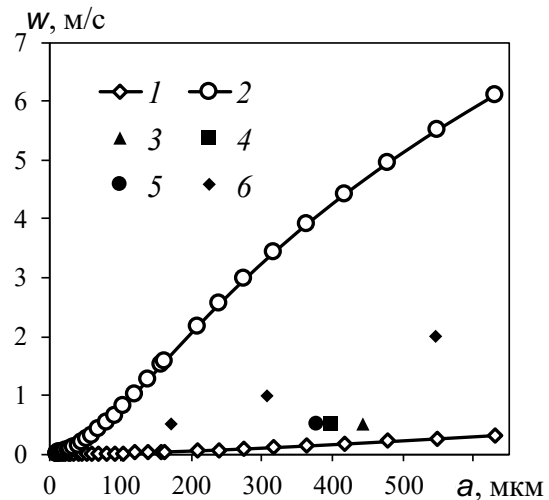


Рис. 3 – Зависимость скорости газа от диаметра частиц при плотности частиц 3580 кг/м³: 1 – скорость начала псевдооживления, 2 – скорость уноса, 3 – скорость псевдооживления (по Кнудсену), 4 – скорость псевдооживления (по Энглеру), 5 – скорость псевдооживления (по Рибьеру), 6 – скорость псевдооживления (по Таскинэру)

Fig. 3 – Dependence of gas velocity on particle diameter at particle density 3580 kg/m³: 1 – fluidization start rate, 2 – the speed of entrainment, 3 – fluidization rate (according to Knudsen), 4 – fluidization rate (according to Engler), 5 – fluidization rate (according to Ribier), 6 – fluidization rate (according to Taskinar)

Для подсчета скорости используем критерий Архимеда, который рассчитывается по формуле [14]:

$$Ar = \frac{a^3 \rho \rho_a g}{\mu^2},$$

где a – диаметр частицы, м, ρ – плотность среды (воздуха), кг/м³, ρ_a – плотность частиц, кг/м³, μ – коэффициент динамической вязкости среды (воздуха), Па·с. Через критерий Архимеда для нахождения скорости рассчитывалось число Рейнольдса по формуле для начала псевдооживления:

$$Re_{кр1} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}.$$

Для нахождения начала скорости псевдооживления используется известная формула: $w_{кр1} = \frac{Re_{кр1} \mu}{\rho a}$. Тем самым найдены скорости

начала псевдооживления для частиц диаметром от 10 до 630 мкм. Для скорости уноса при расчете критерия Рейнольдса применялась формула:

$$Re_{кр2} = \frac{Ar}{18 + 0,6\sqrt{Ar}},$$

тогда формула для определения

скорости уноса частиц имеет вид: $w_{кр2} = \frac{Re_{кр2} \mu}{\rho a}$. Из

полученных данных построены графические зависимости скорости от диаметра частиц (рис. 3, 4). Из данных рис. 3 следует, скорость начала псевдооживления варьируется от 0,00014 до 0,33 м/с, скорость уноса фиксируется от 0,01 до 6 м/с.

Из данных рис. 4 следует, что скорость начала псевдооживления варьируется от 0,00026 до 0,55 м/с, скорость уноса фиксируется от 0,02 до 8,9 м/с. Таким образом, были получены зависимости, позволяющие рассчитать критический размер частиц плотностью 3580 и 7000 кг/м³.

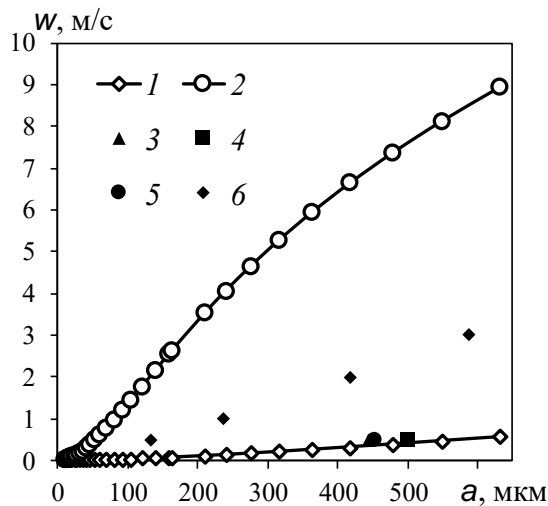


Рис. 4 – Зависимость скорости газа от диаметра частиц при плотности частиц 7000 кг/м³: 1 – скорость начала псевдооживления, 2 – скорость уноса, 3 – скорость псевдооживления (по Кнудсену), 4 – скорость псевдооживления (по Энглеру), 5 – скорость псевдооживления (по Рибьеру), 6 – скорость псевдооживления (по Таскинэру)

Fig. 4 – Dependence of gas velocity on particle diameter at particle density 7000 kg/m³: 1 – fluidization start rate, 2 – the speed of entrainment, 3 – fluidization rate (according to Knudsen), 4 – fluidization rate (according to Engler), 5 – fluidization rate (according to Ribier), 6 – fluidization rate (according to Taskinar)

Исходя из рабочих скоростей с помощью уравнения неразрывности были получены новые рабочие скорости, через которые найдены критические диаметры частиц при разных плотностях: $W_{inst} F_{inst} = W_p F_p$, где W_{inst} – скорость газа на входе в реактор, м/с, W_p – скорость начала псевдооживления слоя, м/с, $F_{inst} = 5,024 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$ – площадь сечения входного патрубка для прохода воздуха, $F_p = 43,46 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$ – площадь проходного сечения сепаратора.

С помощью расчетов получены критические диаметры частиц, при которых они будут уноситься из рабочей зоны реактора. По таблице 1 видно, что значения диаметра частиц не превысило 100 мкм. Следовательно, частицы диаметром более 500 мкм не будут долетать до сепарационного устройства, и оно будет работать с эффективностью близкой к 1. Стоит учитывать при проектировании реактора высоту верхней части, она должна быть достаточной и не превышать высоту транспортной выгрузки материала слоя.

Таблица 1 – Диаметр частиц, уносимых из рабочей зоны реактора

Table 1 – Diameter of particles carried away from the reactor working area

ρ_c , кг/м ³	W_p , м/с	0,26	0,34	0,46	0,58	0,64	0,74
3580	$a_{кр2}$, мкм	52,5	60,3	74,3	85,3	91,2	98
7000	$a_{кр2}$, мкм	37,1	39,6	49,1	56,4	64,7	69,2

Можно сделать вывод, что все частицы размером, представленным в таблице, транспортируются. Следовательно, был определен такой диаметр частиц, при котором частицы уносились из рабочей зоны реактора и двигались в направлении сепарационного устройства, например, для скорости на входе в реактор в диапазоне от 0,26 м/с до 0,74 м/с получили критический диаметр при плотности 3580 кг/м³ в диапазоне от 52,5–98 мкм, для плотности 7000 кг/м³ диапазон частиц составил от 37,1 мкм до 69,2 мкм.

Таким образом, предложенная методика позволит определить значения диаметра частиц, которые будут долетать до сепарационного устройства, а также рассчитать его эффективность работы. Результаты этой работы помогут получить представление о режимах работы реакторов при их использовании с сепарационным устройством с дугообразными элементами или могут быть полезны при проектировании пилотных установок, на которых процесс может быть протестирован в непрерывном режиме.

Работа выполнена при финансовой поддержке стипендии Президента РФ молодым ученым и аспирантам СП-3577.2022.1.

The study was carried out with the financial support of the scholarship of the President of the Russian Federation to young scientists and postgraduate's SP-3577.2022.1.

Литература

1. J. Wang, Y. Shao, X. Yan, J. Zhu, *Chemical Engineering Journal*, **386**, 121951, (2020).
2. J.W. Chew, W.C.Q. LaMarche, R.A. Cocco, *Powder Technology*, **409**, 117813 (2022).
3. G. Sardina, K. Jareteg, H. Ström, S. Sasic, *Chemical Engineering Science*, **201**, 58-73 (2019).
4. J. Liu, J. Zhu, *Particulology*, **66**, 21-28 (2022).
5. L. Xu, F. Wu, H. Ren, W. Zhou, Y. Yan, *Powder Technology*, **409**, 117820 (2022).
6. М.В. Федосеева, В.А. Будник, *Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт*, **1**, 38-41 (2019).
7. Y.S. Won, P.S. Youn, D. Kim, J.B. Joo, J.-H. Choi, H.-J. Ryu,

- Advanced Powder Technology*, **30**, 6, 1165-1173 (2019).
8. M. Pell. *Gas Fluidization*. Elsevier Science, Amsterdam, 1992. 126 p.
 9. C. Cortés, A. Gil, *Progress in Energy and Combustion Science*, **33**, 5, 409-452 (2007).
 10. J.A. Almendros-Ibáñez, S. Sánchez-Delgado, C. Sobrino, D. Santana, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, **48**, 3, 734-744 (2009).
 11. А.В. Дмитриев, В.Э. Зинуров, О.С. Дмитриева, М.О. Уткин, *Вестник технологического университета*, **22**, 10, 68-71 (2019).
 12. А.В. Дмитриев, В.Э. Зинуров, О.С. Дмитриева, А.А. Галиев, *Вестник технологического университета*, **21**, 9, 58-61 (2018).
 13. В.Э. Зинуров, А.В. Дмитриев, А.А. Абдуллина, Э.И. Салахова, О.С. Дмитриева, *Химическое и нефтегазовое машиностроение*, 4, 12-16 (2023).
 14. А.И. Разинов, А. В. Клинов, Г. С. Дьяконов. *Процессы и аппараты химической технологии*. Лань, Санкт-Петербург, 2023. 688 с.

References

1. J. Wang, Y. Shao, X. Yan, J. Zhu, *Chemical Engineering Journal*, **386**, 121951, (2020).
2. J.W. Chew, W.C.Q. LaMarche, R.A. Cocco, *Powder Technology*, **409**, 117813 (2022).

3. G. Sardina, K. Jareteg, H. Ström, S. Sasic, *Chemical Engineering Science*, **201**, 58-73 (2019).
4. J. Liu, J. Zhu, *Particuology*, **66**, 21-28 (2022).
5. L. Xu, F. Wu, H. Ren, W. Zhou, Y. Yan, *Powder Technology*, **409**, 117820 (2022).
6. M.V. Fedoseeva, V.A. Budnik, *Neftepererabotka i neftekhimiya. Nauchno-tekhicheskie dostizheniya i peredovoj opyt*, 1, 38-41 (2019).
7. Y.S. Won, P.S. Youn, D. Kim, J.B. Joo, J.-H. Choi, H.-J. Ryu, *Advanced Powder Technology*, **30**, 6, 1165-1173 (2019).
8. M. Pell. *Gas Fluidization*. Elsevier Science, Amsterdam, 1992. 126 p.
9. C. Cortés, A. Gil, *Progress in Energy and Combustion Science*, **33**, 5, 409-452 (2007).
10. J.A. Almendros-Ibáñez, S. Sánchez-Delgado, C. Sobrino, D. Santana, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, **48**, 3, 734-744 (2009).
11. A.V. Dmitriev, V.E. Zinurov, O.S. Dmitrieva, M.O. Utkin, *Herald of Technological University*, **22**, 10, 68-71 (2019).
12. A.V. Dmitriev, V.E. Zinnurov, O.S. Dmitrieva, A.A. Galiev, *Herald of Technological University*, **21**, 9, 58-61 (2018).
13. V.E. Zinurov, A.V. Dmitriev, A.A. Abdullina, E.I. Salahova, O.S. Dmitrieva, *Himicheskoe i neftegazovoe mashinostroenie*, 4, 12-16 (2023).
14. A.I. Razinov, A.V. Klinov, G. S. Diakonov. *Processy i apparaty himicheskoy tekhnologii*. Lan, Saint-Petersburg, 2023. 688 p.

© Э. И. Салахова – ст. преп. кафедры ПАХТ НХТИ ФГБОУ ВО «КНИТУ», elmira_kazan@mail.ru; А. В. Дмитриев – д.т.н., доц., зав. кафедрой АТПП ФГБОУ ВО «КГЭУ», ieremiada@gmail.com; В. Э. Зинуров – к.т.н, и.о. зав. кафедрой ИГ ФГБОУ ВО «КГЭУ», vadd_93@mail.ru; О. С. Дмитриева – к.т.н., доцент, доцент кафедры ОПП ФГБОУ ВО «КНИТУ», ja_deva@mail.ru; Р. И. Гильмутдинова – студентка ФГБОУ ВО «КГЭУ», gilmutdinovarz@gmail.com.

© E. I. Salakhova – Senior Lecturer, Department of Processes and Apparatuses of Chemical Technologies (PACT), Nizhnekamsk Chemical Technology Institute, branch of the Kazan National Research Technological University (KNRTU), elmira_kazan@mail.ru; A. V. Dmitriev – Doctor of Sciences (Technical Sci.), Associate Professor, Head of the Automation of Technological Processes and Productions department, Kazan State Power Engineering University (KSPEU), ieremiada@gmail.com; V. E. Zinurov – PhD (Technical Sci.), Acting Head of the Engineering Graphics department, KSPEU, vadd_93@mail.ru; O. S. Dmitrieva – PhD (Technical Sci.), Associate Professor, Department of Food Production Equipment, KNRTU, ja_deva@mail.ru; R. I. Gilmutdinova – Student, KSPEU, gilmutdinovarz@gmail.com.