

**В. Э. Зинуров, Э. И. Салахова, А. В. Дмитриев,
А. Ф. Зиангиров, А. М. Мугинов**

СЕПАРАЦИОННОЕ УСТРОЙСТВО С ДУГООБРАЗНЫМИ ЭЛЕМЕНТАМИ ДЛЯ УЛАВЛИВАНИЯ ЧАСТИЦ КАТАЛИЗАТОРА В РЕАКТОРЕ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

Ключевые слова: сепарационное устройство, улавливание частиц, псевдоожигенный слой, реактор, циклонный сепаратор, сепарационные элементы.

Реактор с псевдоожигенным слоем катализатора используется во многих производствах. Чаще всего в нефтепереработке, газификации угля, нефтехимии и др. Известно, что для предотвращения уноса катализатора, реакторы снабжены аппаратами систем улавливания частиц – циклонами. Однако обладают существенными недостатками – унос катализатора. В работе предлагается уменьшить потери катализатора в реакторе с псевдоожигенным слоем путем замены циклонов сепарационными устройствами с дугообразными элементами. В статье представлена конструкция предлагаемого сепаратора. Описан принцип его действия. Показано, что под действием инерционных и центробежных сил частицы выбиваются из газопылевого потока в сторону дугообразных элементов. В ходе численных исследований, проведенных в программном комплексе Ansys Fluent установлено, что при относительно низких скоростях до 1 м/с достигается высокая эффективность сепаратора более 69,2 %. При скорости газопылевого потока более 1 м/с были выделены два критических размера частиц, которые соответствуют максимальной и минимальной эффективности. При скорости газопылевого потока равного 2 м/с значение $a_{cr.1} = 52,4$ мкм ($E = 99,9\%$), $a_{cr.2} = 138$ мкм ($E = 63,7\%$). При скорости газопылевого потока 3 м/с значение $a_{cr.1} = 52,4$ мкм ($E = 99,9\%$), $a_{cr.2} = 138$ мкм ($E = 25,7\%$). По мере роста размера частиц до $a_{cr.1}$ эффективность возрастает, т. к. частицы поддаются лучшему выбиванию из структурированного потока. При размере частиц между $a_{cr.1}$ и $a_{cr.2}$ частицы отскакивают от дугообразных элементов обратно в поток и уносятся. При размере частиц более $a_{cr.2}$ они хаотически отскакивают от разных дугообразных элементов и за счет силы тяжести падают в бункер. Потери давления в сепараторе составляют менее 58 Па при скорости газопылевого потока менее 1 м/с. Применение сепараторов с дугообразными элементами в реакторах с псевдоожигенным слоем для улавливания частиц катализатора в качестве альтернативы циклонным сепараторам является целесообразным мероприятием, позволяющим значительно снизить его потери.

**V. E. Zinurov, E. I. Salakhova, A. V. Dmitriev,
A. F. Ziangirov, A. M. Muginov**

SEPARATION DEVICE WITH ARC-SHAPED ELEMENTS FOR CAPTURING CATALYST PARTICLES IN A FLUIDIZED BED REACTOR

Keywords: separation device, particle trapping, fluidized bed, reactor, cyclone separator, separation elements.

The reactor with a fluidized bed of catalyst is used in many industries. Most often in oil refining, coal gasification, petrochemistry, etc. It is known that in order to prevent the entrainment of the catalyst, the reactors are equipped with devices of particle capture systems – cyclones. However, there are significant disadvantages – the removal of the catalyst. The paper proposes to reduce catalyst losses in a fluidized bed reactor by replacing cyclones with separation devices with arc-shaped elements. The article presents the design of the proposed separator. The principle of its operation is described. It is shown that under the action of inertial and centrifugal forces, particles are knocked out of the gas-dust flow towards the arc-shaped elements. In the course of numerical studies conducted in the Ansys Fluent software package, it was found that at relatively low speeds up to 1 m/s, a high separator efficiency of more than 69.2% is achieved. At a gas-dust flow velocity of more than 1 m/s, two critical particle sizes were identified, which correspond to maximum and minimum efficiency. At a gas-dust flow velocity of 2 m/s, the value of $a_{cr.1} = 52.4$ microns ($E = 99.9\%$), $a_{cr.2} = 138$ microns ($E = 63.7\%$). At a gas-dust flow velocity of 3 m/s, the value of $a_{cr.1} = 52.4$ microns ($E = 99.9\%$), $a_{cr.2} = 138$ microns ($E = 25.7\%$). As the particle size increases to $a_{cr.1}$, the efficiency increases, since the particles can be better knocked out of the structured flow. With a particle size between $a_{cr.1}$ and $a_{cr.2}$ the particles bounce off the arc-shaped elements back into the current and are carried away. When the particle size is more than $a_{cr.2}$, they randomly bounce off different arc-shaped elements and fall into the hopper due to gravity. The pressure loss in the separator is less than 58 Pa at a gas-dust flow rate of less than 1 m/s. The use of separators with arc-shaped elements in fluidized bed reactors to capture catalyst particles as an alternative to cyclone separators is an appropriate measure that significantly reduces its losses.

В настоящее время реакторы с псевдоожигенным слоем широко используются в химической и нефтеперерабатывающей промышленности, а также для газификации угля и биомассы [1-3]. Реакторы получили широкое распространение благодаря высокоэффективным свойствам тепло- и массообмена [4].

Для псевдоожигенного слоя используют чаще гранулированные и пылевидные катализаторы.

За счет хаотического движения частиц катализатора в слое реакторы с «кипящим слоем» имеют множество преимуществ: возможность непрерывного удаления катализатора практически из любой точки его слоя, высокая теплопроводность за счет теплопередачи самих частиц и относительно низкое гидравлическое сопротивление.

Недостатки «кипящего слоя»: быстрое истирание частиц в слое и, в следствие, измельчение катализаторов; менее интенсивный процесс по сравнению с неподвижным слоем из-за смешивания продуктов реакции с поступающим сырьем; неравномерность потока газа по сечению слоя; большое количество расхода катализатора.

Также стоит отметить, что реакторы с псевдооживленным слоем катализатора встречаются различных типов. Некоторые из них представляют собой цилиндрические сосуды с газораспределительной решеткой внизу, другие цилиндрические аппараты, закрытые сверху и снизу коническими днищами (для крекинга) и др. [5-7].

В работе рассмотрен реактор для дегидрирования изопарафинов. Конечным продуктом получения является олефины, потребность в которых с каждым годом увеличивается. Ожидается, что среднегодовой рост олефинов в мире составит около 4,75 % (рис. 1) [8].

Известно, что основным процессом получения изобутилена осуществляется при дегидрировании изобутана в псевдооживленном слое катализатора. Изобутилен является важным мономером для нефтехимического синтеза. На его основе получают широкий спектр продуктов, таких как синтетические каучуки, пленки, волокна, высокооктановые компоненты автомобильного бензина и др.

Основными крупными производителями являются ПАО СИБУР-Холдинг (Россия), Shell (Нидерланды), JAM Petrochemicals Company (Иран) и другие компании. Таким образом, потребность в реакторах и повышении их эффективности будет увеличиваться.



Рис. 1 – Ожидаемый мировой рынок олефинов к 2029 г.

Fig. 1 – The expected global olefin market by 2029

В общем случае сам реактор дегидрирования можно разделить на 3 зоны: 1 - зона загрузки и выгрузки катализатора в регенератор; 2 – дегидрирование изопарафинов в олефины; 3 – система улавливания катализатора и его возврат в зону реакции (рис. 2). Для предотвращения уноса катализатора, в этой области реактора расположены аппараты систем улавливания частиц – группа циклонов марки ЦН-15 по 6 пар (12шт.) [9-12]. Несмотря на их широкую применимость, существуют существенные недостатки, такие как высокое гидравлическое сопротивление, быстрый эрозийный износ стенок циклонных аппаратов, истирание частиц катализатора, высокие капитальные и эксплуатационные затраты и др. [13-16].

Ввиду этого актуальной задачей является разработка нового пылеулавливающего устройства, способный улавливать частицы катализатора с эффективностью, не уступающей циклонному сепаратору, но при меньшем гидравлическом сопротивлении.

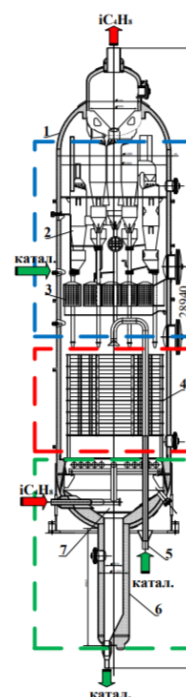


Рис. 2 – Схема реактора дегидрирования: 1 – корпус реактора; 2 – сепарационное оборудование (циклонные сепараторы); 3 – змеевики закаливания; 4 – секционные решетки; 5 – линии ввода катализатора; 6 – стакан; 7 – распределитель

Fig. 2 – The scheme of the dehydrogenation reactor: 1 – reactor vessel; 2 – separation equipment (cyclone separators); 3 – hardening coils; 4 – sectional grids; 5 – lines

С целью снижения потери катализатора в реакторе с псевдооживленным слоем предлагается заменить циклоны на разработанные сепарационные устройства с дугообразными элементами (рис. 3), которые будут устанавливаться в верхней части реактора, расположенные в несколько рядов. Такая компоновка сепараторов позволит обеспечить невысокую входную скорость газа, что позволит минимизировать абразивный износ поверхностей устройства и истирание частиц друг об друга. Каждая модель сепарационного устройства (рис. 3) представляет собой несколько рядов дугообразных элементов 2, которые расположены в шахматном порядке и заключены в металлический корпус [17-19]. Газовый поток с частицами катализатора поступает в сепарационное устройство через патрубок 1. Под дугообразными элементами располагается сепарационная решетка 4. При этом элементы 2 вставляются в продольные пластины 5 сепарационного устройства, что позволяет придать дополнительную прочность конструкции. Под сепарационной решеткой располагается бункер 7, в который ссыпаются уловленные частицы катализатора. Очищенный газ покидает сепарационное устройство через патрубок 8.

Улавливание частиц из газового потока в сепарационном устройстве происходит за счет инерционных и центробежных сил. Последние возникают при волнообразной структуре потока газа, которые создаются при огибании газом дугообразных элементов. Учитывая, что радиус кривизны траектории каждой частицы в сепарационном устройстве в многократно раз меньше соответствующего радиуса в циклонном сепараторе, то достигается центробежные силы высоких значений при относительно невысоких скоростях газа. Под действием данных сил на частицы в газе они выбиваются из него и отлетают в сторону дугообразных элементов. Как правило, частицы отскакивают от них на небольшое расстояние и попадают в приграничную область дугообразных элементов, которая характеризуется около нулевыми скоростями газа. При нахождении в данных областях частицы постепенно оседают в бункер сепарационного устройства. Наличие сепарационной решетки в устройстве повышает эффективность улавливания частиц, т. к. снижает проскок газа с частицами снизу вверх [20-22].

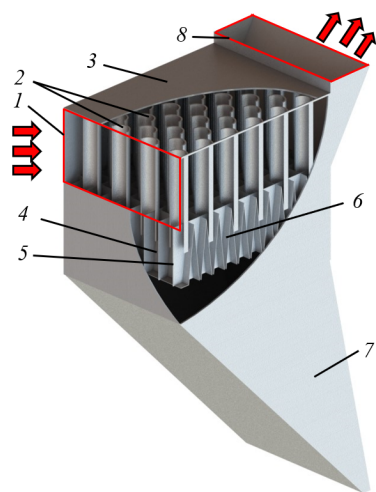


Рис. 3 – Цифровая модель сепаратора с дугообразными элементами (вид с разрезом): 1 – патрубок для подачи запыленного газа в устройство, 2 – дугообразные элементы, 3 – стенки устройства, 4 – сепарационная решетка, состоящая из продольных 5 и поперечных V-образных 6 пластин, 7 – бункер; 8 – патрубок для вывода очищенного газа

Fig. 3 – Digital separator model with arc-shaped elements (split view): 1 – nozzle for supplying dusty gas to the device, 2 – arc-shaped elements, 3 – walls of the device, 4 – separation grate consisting of longitudinal 5 and transverse V-shaped 6 plates, 7 – hopper; 8 – nozzle for the output of purified gas

Основные геометрические размеры предлагаемого сепарационного устройства представлены в работе [23]. При проведении численных расчетов, которые проводились в программном комплексе Ansys Fluent использовалась RSM модель турбулентности, т.к. она позволяет учитывать анизотропию турбулентных напряжений в течении. Задавались следующие граничные условия: на входе в устройство скорость газопылевого потока, изменяющаяся от 0,5 до 3 м/с, на выходе из него атмосферное давление, которое со-

ставляло 10^5 Па, на стенках устройства условие отражения частиц, на стенках бункера условие прилипания частиц.

Эффективность сепаратора с дугообразными элементами оценивалась по выражению (1):

$$E = 1 - \frac{n_k}{n}, \quad (1)$$

где n_k – количество частиц, которые вышли из сепаратора с газовым потоком, шт., n – первоначальное количество частиц, поданных с газом в сепаратор, шт.

Проведенные численные исследования показали, что сепаратор с дугообразными элементами позволяет улавливать из газопылевых потоков частицы катализатора размерностью до 210 мкм с эффективностью в среднем 77,8, 69,2, 62,7 и 49,4 % при скорости газа 0,5, 1, 2 и 3 м/с соответственно (рис. 4).

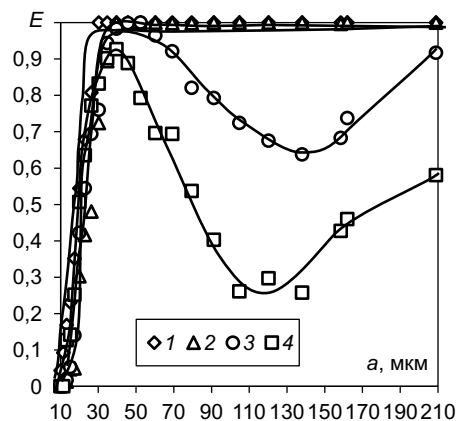


Рис. 4 – Зависимость эффективности сепаратора с дугообразными элементами от размера частиц при разных значениях скорости на входном патрубке W , м/с: 1 – 0,5, 2 – 1, 3 – 2, 4 – 3

Fig. 4 – Dependence of the efficiency of the separator with arc-shaped elements on the particle size at different velocity values at the inlet pipe W , m/s: 1 – 0,5, 2 – 1, 3 – 2, 4 – 3

При этом отмечается, что при размере частиц более 30 и 39 мкм при скорости газопылевого потока 0,5 и 1 м/с эффективность устройства составляет близкая к 100 %. При скорости газопылевого потока более 1 м/с отмечается нехарактерная особенность для механических сепарационных устройств, т. к. по мере увеличения размера частиц сначала происходит повышение эффективности, далее ее снижение и затем снова повышение. По большей мере данная особенность объясняется отскоком частиц от дугообразных элементов. Повышение эффективности улавливания частиц вызвано тем, что с увеличением размера частиц они легче выбиваются из структурированного потока в сторону дугообразных элементов. После отскока от них частицы, как правило, оказываются в пристеночной области элементов, которая характеризуется около нулевыми скоростями газа. В результате частицы постепенно оседают в бункер сепаратора. По мере роста размера частиц достигается первый критический их размер $a_{кр.1}$, мкм, соответствующий максимальной эффективности сепаратора. Далее рост размера частиц приводит к снижению эффективности, т.

к. увеличивается импульс частиц, и они отскакивают от дугообразных элементов обратно в поток. В результате частицы уносятся из сепаратора. Эффективность снижается до определенного минимального значения, которое зависит от скорости газопылевого потока и размера частиц. Таким образом, в точке минимальной эффективности достигается второй критический размер частиц $a_{cr.2}$, мкм. При значении $a > a_{cr.2}$ происходит снова рост эффективности, т. к. частицы катализатора хаотически отскакивают от разных дугообразных элементов и за счет силы тяжести постепенно падают в бункер. Можно отметить, что при скорости газопылевого потока равного 2 м/с значение $a_{cr.1} = 52,4$ мкм ($E = 99,9\%$), $a_{cr.2} = 138$ мкм ($E = 63,7\%$). При скорости газопылевого потока 3 м/с значение $a_{cr.1} = 52,4$ мкм ($E = 99,9\%$), $a_{cr.2} = 138$ мкм ($E = 25,7\%$).

Потери давления в сепараторе с дугообразными элементами составляют 14,2, 57,9, 233,2 и 525,1 Па при скорости газопылевого потока 0,5, 1, 2 и 3 м/с соответственно. На основе этих данных было получено выражение (2):

$$\Delta p = 0,13W^{0,5}. \quad (2)$$

Таким образом, применение сепараторов с дугообразными элементами в реакторах с псевдоожиженным слоем для улавливания частиц катализатора в качестве альтернативы циклонным сепараторам является целесообразным мероприятием, позволяющим значительно снизить его потери. Основные выводы по работе:

1. Разработан сепаратор с дугообразными элементами в качестве замены циклонным сепаратором в реакторах с псевдоожиженным слоем, позволяющим снизить потери катализатора при его улавливании.

2. Достигается высокая эффективность улавливания частиц катализатора, составляющая более 69,2 % при размере частиц до 210 мкм и при относительно низких скоростях газопылевого потока менее 1 м/с. Эффективность сепаратора может быть увеличена путем установки дополнительных рядов дугообразных элементов.

3. Потери давления в сепараторе составляют менее 58 Па при скорости газопылевого потока менее 1 м/с.

Литература

1. W. C. Yang, *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle System*. Taylor & Francis Group, LLC CRC, New-York: Marcel Dekker, 2003. 88p.
2. P. Basu, *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Taylor & Francis, CRC, Boca Raton, 2006. 467 p.
3. R. Sadeghbeigi, *Fluid Catalytic Cracking Handbook*. Elsevier Butterworth-Heinemann, England, 2012. 352 p.
4. S. A. Solovov, R. R. Yafizov, A. V. Antipin, *IOP Conf. Series: Materials Science and Engineering*, **618**, 012095 (2019).
5. P. Basu, *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*; CRC Press. Boca Raton, FL, USA, 2006. 496 p.
6. H. De Lasa, *Chemical Reactor Design and Technology: Overview of the New Developments of Energy and Petrochemical Reactor Technologies. Projections for the 90's*. Springer, Berlin/Heidelberg, Germany, 2012. 850 p.
7. С. А. Ахметов, Т. П. Сериков, И. Р. Кузеев, М. И. Баязитов. *Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа*. Недра, Санкт-Петербург, 2006. 868 с.
8. Отчет компании Data Bridge «Мировой рынок олефинов – тенденции отрасли и прогноз до 2029г.» // Режим доступа:

<https://www.databridgemarketresearch.com/reports/global-olefins-market>.

9. В. С. Асламова, *Прямочные циклоны. Теория, расчет, практика*. Ангарская гос. техн. акад., Ангарск, 2008. 233 с.
10. С. В. Завьялов, *Новое газоочистное и пылеулавливающее оборудование в Республике Беларусь*. БелНИЦ «Экология», Минск, 2003. 94 с.
11. В. С. Швыдкий, *Очистка газов*. Теплоэнергетик, Москва, 2002. 640 с.
12. А. С. Тимонин, *Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования*. Т. 2. Изд-во Н. Бочкаревой, Калуга, 2002. 1025 с.
13. С. В. Завьялов, Д. Н. Абрамович, *Газоочистное и пылеулавливающее оборудование, выпускаемое заводами-изготовителями Российской Федерации*. РУП «БелНИЦ «Экология», Минск, 2006. 174 с.
14. П. А. Коузов, *Сравнительная оценка циклонов различных типов*. под ред. Я. А. Штрюмберга, Москва, 1971. С. 185-196.
15. Д. И. Мисюля, В. В. Кузьмин, В. А. Марков, *Труды БГТУ. Химия и технология неорганических веществ*, 4, 154-163 (2012).
16. Пат. РФ 2638934 (2017), С. М. Комаров, А. С. Харченко, А. А. Крейкер 2017114893 (2017).
17. А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, Ву Линь Нгуен, *Вестник технологического университета*, **20**, 15, 78-80 (2017).
18. А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, Ву Линь Нгуен, *Вестник Иркутского государственного технического университета*, **22**, 3, 138-144 (2018).
19. А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, А. А. Галиев, *Вестник технологического университета*, **21**, 9, 58-61 (2018).
20. Э. И. Салахова, А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, И. Р. Набуллин, И. И. Салахов, *Катализ в промышленности*, **22**, 2, 57-64 (2022).
21. Э. И. Салахова, В. Э. Зинуров, В. В. Харьков, П. Е. Глухова, В. А. Лавриков, А. Н. Николаев, *Научно-технический вестник Поволжья*, 8, 10-14 (2023).
22. V. E. Zinurov, V. V. Kharkov, E. I. Salakhova, M. R. Vakhitov, M. G. Kuznetsov, *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 042024 (2022).
23. Э. И. Салахова, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, А. В. Дмитриев, А. А. Абдуллина, *Вестник Технологического университета*, **26**, 8, 41-46 (2023).

References

1. W. C. Yang, *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle System*. Taylor & Francis Group, LLC CRC, New-York: Marcel Dekker, 2003. 88p.
2. P. Basu, *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Taylor & Francis, CRC, Boca Raton, 2006. 467 p.
3. R. Sadeghbeigi, *Fluid Catalytic Cracking Handbook*. Elsevier Butterworth-Heinemann, England, 2012. 352 p.
4. S. A. Solovov, R. R. Yafizov, A. V. Antipin, *IOP Conf. Series: Materials Science and Engineering*, **618**, 012095 (2019).
5. P. Basu, *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*; CRC Press. Boca Raton, FL, USA, 2006. 496 p.
6. H. De Lasa, *Chemical Reactor Design and Technology: Overview of the New Developments of Energy and Petrochemical Reactor Technologies. Projections for the 90's*. Springer, Berlin/Heidelberg, Germany, 2012. 850 p.
7. S. A. Akhmetov, T. P. Serikov, I. R. Kuzeev, M. I. Bayazitov. *Technology and equipment of oil and gas refining processes*. Nedra, St. Petersburg, 2006. 868 p.
8. Calculation Data Bridge «Global Olefins Market – Industry Trends and Forecast to 2029» // Access mode: <https://www.databridgemarketresearch.com/reports/global-olefins-market>.

9. V. S. Aslamova, *Direct-flow cyclones. Theory, calculation, practice*. Angarsk State Technological Academy, Angarsk, 2008. 233 p.
10. S. V. Zavyalov, *New gas cleaning and dust collecting equipment in the Republic of Belarus*. BelNITC «Ecology», Minsk, 2003. 94 p.
11. V. S. Shvidkiy, *Gas purification*. Teploenergetik, Moscow, 2002. 640 p.
12. A. S. Timonin, *Fundamentals of design and calculation of chemical-technological and environmental protection equipment*. V. 2. N. Bochkareva Publishing House, Kaluga, 2002. 1025 p.
13. S. V. Zavyalov, D. N. Abramovich, *Gas cleaning and dust collecting equipment manufactured by manufacturing plants of the Russian Federation*. RUP BelNITC «Ecology», Minsk, 2006. 174 p.
14. P. A. Kouzov, *Comparative assessment of cyclones of various types*. edited by Ya. A. Stromberg, Moscow, 1971. P. 185-196.
15. D. I. Misyulya, V. V. Kuzmin, V. A. Markov, *The works of BSTU. Chemistry and technology of inorganic substances*, 4, 154-163 (2012).
16. Pat. RF 2638934 (2017), S. M. Komarov, A. S. Kharchenko, A. A. Kreuker 2017114893 (2017).
17. A. V. Dmitriev, V. E. Zinnurov, O. S. Dmitrieva, Vu Lin Nguen, *Herald of Technological University*, **20**, 15, 78-80 (2017).
18. A. V. Dmitriev, V.E. Zinnurov, O.S. Dmitrieva, Vu Lin Nguen, *Bulletin of Irkutsk State Technical University*, **22**, 3, 138-144 (2018).
19. A. V. Dmitriev, V.E. Zinnurov, O.S. Dmitrieva, A. A. Galiev, *Herald of Technological University*, **21**, 9, 58-61 (2018).
20. E. I. Salahova, A. V. Dmitriev, V. E. Zinnurov, I. R. Nabiullin, I. I. Salakhov, *Catalysis in industry*, **22**, 2, 57-64 (2022).
21. E. I. Salahova, V. E. Zinnurov, V. V. Kharkov, P. E. Glukhova, V. A. Lavrikov, A. N. Nikolaev, *Scientific and technical Bulletin of the Volga region*, 8, 10-14 (2023).
22. V. E. Zinnurov, V. V. Kharkov, E. I. Salahova, M. R. Vakhitov, M. G. Kuznetsov, *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, P. 042024 (2022).
23. E. I. Salahova, V. E. Zinnurov, O. S. Dmitrieva, A. V. Dmitriev, A. A. Abdullina, *Herald of Technological University*, **26**, 8, 41-46 (2023).

© **В. Э. Зинуров** – к.т.н, и.о. зав. кафедрой Инженерной графики, Казанский государственный энергетический университет (КГЭУ), Казань, Россия, vadd_93@mail.ru; **Э. И. Салахова** – ст. преп. кафедры Процессов и аппаратов химической технологии, Казанский национальный исследовательский технологический университет, elmira_kazan@mail.ru; **А. В. Дмитриев** – д.т.н., доц., зав. кафедрой Автоматизации технологических процессов и производств, КГЭУ, ieremiada@gmail.com; **А. Ф. Зиангиров** – магистрант, КГЭУ, zinaydar@mail.ru, **А. М. Мугинов** – студент, КГЭУ, aqwewerr@gmail.com.

© **V. E. Zinnurov** – PhD (Technical Sci.), Acting Head of the department of Engineering Graphics, Kazan State Energy University (KSEU), Kazan, Russia, vadd_93@mail.ru; **E. I. Salahova** – Senior Lecturer, Department of Processes and Apparatuses of Chemical Technology, Kazan National Research Technological University, elmira_kazan@mail.ru; **A. V. Dmitriev** – Doctor of Sciences (Technical Sci.), Associate Professor, Head of the department of Automation of Technological Processes and Productions, KSEU, ieremiada@gmail.com; **A. F. Zianguirov** – Master-student, KSEU, zinaydar@mail.ru, **A. M. Muginov** – Student, KSEU, aqwewerr@gmail.com.