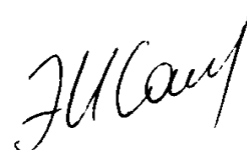


Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
«Казанский национальный исследовательский технологический университет»

На правах рукописи



Салахова Эльмира Ильгизьяровна

**УЛАВЛИВАНИЕ КАТАЛИЗАТОРА СЕПАРАЦИОННЫМ УСТРОЙСТВОМ  
С ДУГООБРАЗНЫМИ ЭЛЕМЕНТАМИ В РЕАКТОРАХ С  
ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ**

2.6.13. Процессы и аппараты химических технологий

**ДИССЕРТАЦИЯ**

на соискание ученой степени  
кандидата технических наук

Научный руководитель:  
доктор технических наук, доцент  
Дмитриев Андрей Владимирович

Казань – 2023

**ОГЛАВЛЕНИЕ**

Введение.....	4
ГЛАВА 1. Анализ современных подходов к сепарации катализатора в реакторах с псевдоожиженным слоем .....	10
1.1. Реакторы с псевдоожиженным слоем.....	10
1.2. Аппараты для сепарации частиц катализатора.....	15
1.3. Постановка задачи исследования. Описание конструкции сепарационного устройства с дугообразными элементами.....	37
1.4. Выводы по главе 1.....	40
ГЛАВА 2. Исследования по улавливанию частиц в сепарационном устройстве с дугообразными элементами .....	41
2.1. Описание механизма улавливания частиц из газа в сепарационном устройстве с дугообразными элементами .....	41
2.2. Определение конструктивных параметров сепарационного устройства .....	44
2.3. Описание проведения экспериментальных исследований .....	64
2.4. Описание проведения численных исследований.....	73
2.5. Сравнение численного моделирования и экспериментальных исследований .....	78
2.6. Численные исследования сепарационного устройства с дугообразными элементами .....	81
2.7. Выводы по 2 главе .....	86
ГЛАВА 3. Эрозионное исследование сепарационного устройства .....	87
3.1. Экспериментальная часть .....	90
3.2. Результаты и обсуждения.....	93
3.3. Выводы по главе 3.....	101
ГЛАВА 4. Техничко-экономическое обоснование применения сепарационного устройства с дугообразными элементами.....	103
4.1. Инженерная методика расчета сепарационного устройства.....	104

4.2 Технико-экономический расчет сепарационного устройства.....	115
4.3. Выводы по главе 4 .....	125
Заключение .....	126
Основные условные обозначения.....	128
Список литературы .....	130
Приложения .....	149

## ВВЕДЕНИЕ

**Актуальность работы.** В химической и нефтехимической промышленности широко применяются реакторы с псевдооживленным слоем для дегидрирования изопарафинов. Конечным продуктом является получение олефинов, потребность в которых увеличивается. По данным компании «Data Bridge» ожидается, что среднегодовой рост олефинов в мире к 2029 г. составит около 4,75 %. Прогнозируется, что мировой рынок олефинов к 2029 г. вырастит до 347,9 млрд. долларов. Крупными производителями являются ПАО «СИБУР Холдинг», Shell и другие компании. Таким образом, потребность в реакторах и повышении их эффективности будет увеличиваться.

Одним из важных элементов реакторов с псевдооживленным слоем является сепарационное оборудование, предназначенное для улавливания катализатора из газового потока на выходе из реактора и его возврата в зону псевдооживления. Наиболее распространенными аппаратами являются возвратно-поточные циклоны, обеспечивающие высокую эффективность улавливания катализатора при относительно низких эксплуатационных затратах. Однако, циклоны имеют существенные недостатки, приводящих к экономическим издержкам и ухудшению работы реактора с псевдооживленным слоем. Вследствие высоких рабочих скоростей на входе в циклонные сепараторы при столкновении частиц катализатора со стенками происходит их измельчение, часть катализатора превращается в пыль. С другой стороны, стенки циклонов подвержены быстрому эрозионному износу, образуются щели, что приводит к снижению эффективности аппаратов и потери катализатора. Высокое гидравлическое сопротивление циклонов не позволяет их использовать в реакторах при эффективных рабочих скоростях газа. В результате гидравлическое сопротивление уменьшают путем снижения скорости газа, но для сохранения эффективности используют несколько последовательно соединенных циклонов, что приводит к их громоздкости и высокой металлоемкости. В этой связи работа, посвященная разработке нового сепарационного устройства в качестве замены циклонных сепараторов в реакторах

с псевдооживленным слоем, является актуальной.

**Степень научной разработанности проблемы.** Современное состояние решения задач о системах сепарационного оборудования в аппаратах химической технологии отражено в трудах Медникова В.П., Войнова Н.А., Поникарова И.И., Лаптева А.Г., Тимонина А.С., Завьялова С.В., Лазарева В.А., Владимирова А.И., Пахомова М.А., Василевского М.В., Ветошкина А.Г., Фарахова М.И., Махоткина А.Ф. и др. Среди зарубежных и отечественных компаний, которые занимаются исследованием и внедрением сепарационного оборудования стоит отметить: ОАО «НИИОГАЗ» (Россия), TurboSonic Technologies Inc. (США), BWF TEC GmbH & Co. KG (Германия), Scheuch GmbH (Австрия) и др.

**Объектом исследования** является процесс улавливания частиц катализатора из газов сепарационным устройством с дугообразными элементами.

**Предметом исследования** является эффективность процесса улавливания частиц катализатора из газов сепарационным устройством с дугообразными элементами в зависимости от их размера, конструктивных параметров устройства и технологического режима.

**Цель работы и основные задачи исследования.** Целью является разработка и исследование процессов в сепарационном устройстве с дугообразными элементами для улавливания катализатора в реакторах с псевдооживленным слоем.

В непосредственные задачи исследования входило:

1. На основе анализа недостатков существующих аппаратов улавливания твердых частиц в реакторах с псевдооживленным слоем разработать новую конструкцию сепарационного устройства, позволяющую снизить энергетические затраты, увеличить общую эффективность, повысить эрозионную стойкость и обеспечить удобство его эксплуатации и ремонта.

2. Экспериментальным путем определить эффективность и гидравлическое сопротивление сепарационного устройства с дугообразными элементами от скорости газа на входе в установку.

3. Изучить влияние расходных характеристик потока, размера мелкодисперсных частиц на эффективность работы сепарационного устройства

при различных конструктивных параметрах его исполнения.

4. Провести численные исследования эрозионного износа сепарационного устройства с дугообразными элементами.

5. Разработка инженерной методики расчета сепарационного устройства в реакторах с псевдооживленным слоем.

6. Технико-экономическое обоснование применения сепарационного устройства в реакторах с псевдооживленным слоем.

**Методология и методы исследований.** Применялись методы математического моделирования, адекватность результатов которых подтверждалась сравнением с экспериментальными данными, полученными на экспериментальной установке. Для расчетов и построения графических зависимостей гидравлического сопротивления, эффективности сепарационного устройства с дугообразными элементами от скорости газа, эрозионного износа сепарационного устройства от размера частиц использовались прикладные программы ANSYS Fluent и Microsoft Excel. Расходомер Вентури изготавливался согласно ГОСТу 8.586.4-2005 ГСИ.

#### **Научная новизна работы:**

1. Экспериментально получены обобщенные зависимости по гидравлическому сопротивлению и эффективности сепарационного устройства с дугообразными элементами в лабораторном модуле от скорости газа на входе в установку. Установлена зависимость эффективности сепарационного устройства с дугообразными элементами от размера частиц 10-208 мкм и скорости газа от 0,87 до 2,43 м/с.

2. В результате численных исследований получены зависимости эффективности сепарационного устройства от количества рядов и диаметра дугообразных элементов при различной скорости газа на входе.

3. Проведенные численные исследования позволили получить зависимости для определения эрозионного износа сепарационного устройства с дугообразными элементами от размера частиц.

**Достоверность и обоснованность научных результатов и выводов**

математического моделирования подтверждается использованием фундаментальных уравнений сохранения переноса массы и импульса, а также удовлетворительным согласованием расчетных и экспериментальных данных. Достоверность опытных данных подтверждается их воспроизводимостью в однотипных сериях экспериментов, а также использованием для их получения современного, сертифицированного и поверенного оборудования.

#### **Теоретическая и практическая значимость работы:**

1. Разработана конструкция сепарационного устройства с дугообразными элементами для улавливания катализатора в реакторах с псевдооживленным слоем, которая отличается от известных циклонов тем, что работают при низких скоростях, это приводит к снижению гидравлического сопротивления, износа стенок, частиц катализатора и высокой эффективности улавливания частиц до 30 мкм.

2. Разработана инженерная методика расчета сепарационного устройства для улавливания частиц катализатора из газов в реакторах с псевдооживленным слоем.

3. Целесообразность использования сепарационного устройства в качестве замены циклонам в реакторах с псевдооживленным слоем подтверждена исследованиями по эрозионному износу стенок.

4. Показана технико-экономическая целесообразность использования разработанного сепарационного устройства с дугообразными элементами в реакторах с псевдооживленным слоем в качестве замены циклонных сепараторов.

#### **Положения, выносимые на защиту:**

1. Результаты экспериментальных и численных исследований эффективности улавливания частиц, гидравлического сопротивления сепарационного устройства с дугообразными элементами.

2. Результаты математического моделирования по влиянию расходных характеристик потока, размера мелкодисперсных частиц на эффективность работы сепарационного устройства при различных конструктивных параметрах его исполнения.

3. Результаты численных исследований по эрозионному износу

сепарационного устройства.

4. Инженерная методика расчета сепарационного устройства, позволяющая определить его конструктивные параметры, скорость газа на входе, эффективность и гидравлическое сопротивление.

**Апробация работы.** Основные положения и отдельные результаты диссертационной работы докладывались и обсуждались на VI Международной научной конференции «AGRITECH-VI 2021: Advanced Agritechologies, Environmental Engineering and Sustainable Development» (Красноярск, 2021 г.); XXVI Всероссийском аспирантско-магистерском научном семинаре, посвященном «Дню энергетика» (Казань, 2022 г.); Международной научно-практической конференции «Развитие современной науки и технологий в условиях трансформационных процессов» (Москва, 2022 г.); Международной молодежной научной конференции «Тинчуринские чтения – 2023 «Энергетика и цифровая трансформация» (Казань, 2023 г.); VII Международной студенческой научной конференции (Ульяновск, 2023 г.); VII Международной научно-практической конференции «Булатовские чтения» (Краснодар, 2023 г.); XIX Международном форуме-конкурсе студентов и молодых ученых «Актуальные проблемы недропользования» (Санкт-Петербург, 2023 г.).

**Публикация работы.** По материалам диссертации опубликовано 15 печатных работ, в том числе 2 статьи в рецензируемых журналах, входящих в перечень ВАК Минобрнауки России, 5 статей в изданиях, индексируемых в международных базах данных цитирования Scopus.

**Личный вклад автора.** Автор лично участвовал в постановке цели и задач исследований, разработке конструкции устройства, инженерной методики расчета, в проведении экспериментальных и численных исследований, проведении расчетов, анализе и обработке результатов, формулировании выводов, подготовке статей для публикации.

**Соответствие диссертации научной специальности.** Диссертация соответствует паспорту специальности 2.6.13. «Процессы и аппараты химических технологий» и охватывает следующие направления исследований: п. 2. Теория



подобия, моделирование и масштабирование химико-технологических процессов и аппаратов, машин и агрегатов.; п. 3. Способы, приемы, методология исследования гидродинамики движения жидкости, газов, перемещение сыпучих материалов в технологических аппаратах и схемах.; п. 6. Способы, приемы, методология исследования механических процессов, совершенствование их аппаратного оформления.; п. 10. Методы изучения, совершенствования и создания ресурсо- и энергосберегающих процессов и аппаратов в химической и смежных отраслях промышленности, обеспечивающие минимизацию отходов, газовых выбросов и сточных вод, в том числе разработка химико-технологических процессов переработки отходов.

**Структура и объем диссертации.** Диссертационная работа состоит из введения, 4 глав, заключения и содержит 149 страниц машинописного текста, которая включает 72 иллюстраций, 11 таблиц. Список литературы состоит из 149 источников.

Автор выражает благодарность к.т.н., доценту Дмитриевой Оксане Сергеевне за руководство и участие в выполнении диссертации.

## ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СОВРЕМЕННЫХ ПОДХОДОВ К СЕПАРАЦИИ КАТАЛИЗАТОРА В РЕАКТОРАХ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

В настоящее время в химической и нефтехимической промышленности широко применяются реакторы с псевдооживленным слоем для дегидрирования изопарафинов. Конечным продуктом является получение олефинов, потребность в которых увеличивается. Ожидается, что среднегодовой рост олефинов в мире составит около 4,75 % (рис. 1.1).



Рис. 1.1 – Ожидаемый мировой рынок олефинов к 2029 г.

Крупными производителями являются ПАО «СИБУР Холдинг» (Россия), Shell (Нидерланды), Chevron Phillips Chemical Company LLC (США), JAM Petrochemicals Company (Иран), Mitsubishi Mitsui Chemicals, Inc. (Япония), SABIC (Саудовская Аравия) и другие компании. Таким образом, потребность в реакторах и повышении их эффективности будет увеличиваться [1].

### 1.1. Реакторы с псевдооживленным слоем

Химико-технологический процесс включает в себя ряд последовательных стадий: физические операции, подготавливающие исходные вещества для химической реакции; химическое превращение; далее продукты реакции и

непрореагировавшие реагенты перерабатывают, применяя различные способы разделения, очистки и т.п. В большинстве случаев химическая стадия является самой важной частью процесса. Поэтому «сердцем» процесса является химический реактор.

Выбор типа и конструкции химического реактора являются важными задачами нефтехимической технологии. Конструирование реактора не поддается шаблону, и для проведения процесса существует много разных конструкций. Поэтому при проектировании нужно учитывать экономичность всего процесса в целом. [2].

В последние годы широкое распространение получили аппараты, в которых зернистый катализатор переводится контактирующим газом в состояние псевдооживления («кипения»).

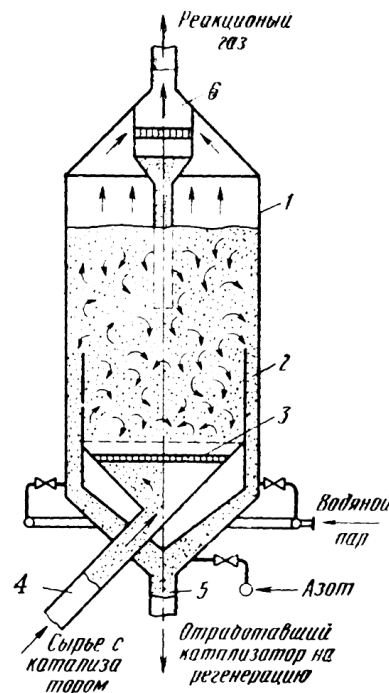


Рис. 1.2 – Реактор с псевдооживленным слоем пылевидного катализатора: 1- цилиндрический корпус; 2 — псевдооживленный слой; 3 – газораспределительная решетка; 4 – штуцер подачи сырья и катализатора; 5 – штуцер для вывода катализатора на регенерацию; 6 – циклоны

Благодаря интенсивному хаотическому движению частиц катализатора в слое реакторы с псевдооживленным слоем имеют ряд преимуществ: возможность

непрерывного отвода катализатора практически из любой точки его слоя, высокая теплопроводность вследствие переноса тепла самими частицами и сравнительно малое гидравлическое сопротивление.

Недостатки псевдоожиженного слоя: быстрое истирание частиц в слое; более низкая интенсивность процесса в сравнении с неподвижным слоем вследствие того, что продукты реакции смешиваются с поступающим сырьем; неравномерность газового потока по поперечному сечению слоя; большой унос катализатора газом.

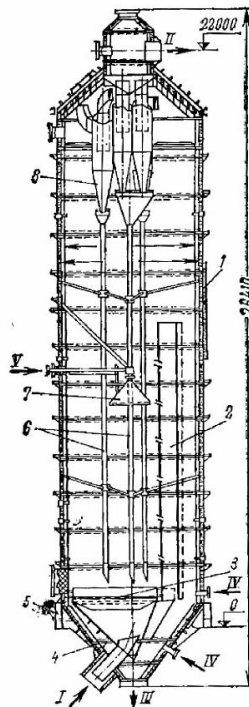


Рис. 1.3 – Реактор установки крекинга с пылевидным катализатором: *I* – ввод сырья и катализатора; *II* – ввод продуктов реакции; *III* – вывод катализатора; *IV* – ввод водяного пара; *V* – ввод остатка из колонны; *1* – корпус; *2* – перегородка; *3* – распределительная решетка; *4* – опорный столик; *5* – опоры; *6* – стояки; *7* – конус; *8* – циклоны

Реакторы с псевдоожиженным слоем катализатора встречаются различных типов. Некоторые из них представляют собой цилиндрические сосуды с газораспределительной решеткой внизу. На рис. 1.2 дана схема одного из реакторов этого типа.

В нижней части цилиндрического корпуса *I* закреплена газораспределительная решетка *3*, поверх которой находится псевдоожиженный слой катализатора.

Также существуют ректора псевдоожиженного слоя для крекинга (рис. 1.3).

Они представляют собой цилиндрический аппарат, закрытый сверху и снизу коническими днищами. Корпус аппарата внутри изолирован шлаковатой и покрыт футеровкой из огнеупорного кирпича, облицованной листовой сталью. Верхнее днище реактора также футеруют огнеупорным кирпичом, подвешиваемым за тавровые балки, приваренные к корпусу.

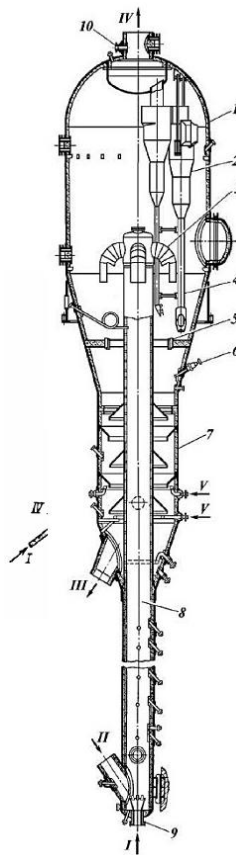


Рис. 1.4 – Реактор установки каталитического крекинга Г43-107: *1* – корпус, *2* – двухступенчатые циклоны; *3* – баллистический сепаратор; *4* – стояки циклонов; *5* – подвижная опора; *6* – форсунка для шлама; *7* – десорбер; *8* – лифт-реактор; *9* – сопло с многочисленными форсунками; *10* – штуцер предохранительного клапана. Потoki: *I* – сырье; *II* – регенерированный катализатор; *III* – закоксованный катализатор; *IV* – продукты крекинга; *V* – водяной пар [3].

На рис. 1.4 представлена конструкция усовершенствованного реактора установки каталитического крекинга Г43-107, предназначенной для переработки вакуумных дистиллятов производительностью 2,0 млн т/год. Реактор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения.

Из зарубежных производителей реакторов с псевдоожиженным слоем можно отметить Parr Instrument (США) (рис. 1.5). Реакторы обеспечивают легкость загрузки и выгрузки катализатора. Это большое преимущество, когда твердое содержимое необходимо быстро удалить и заменить.



Рис. 1.5 – Реакторы с псевдоожиженным слоем компании Parr [4]

Такой тип реакторов дает высокую конверсию и большую пропускную способность. Этот тип реакторов по своей природе обладают превосходным теплообменом и характеристиками перемешивания.

Также реактор с псевдоожиженным слоем применяют при дегидрировании изопарафинов (рис. 1.6).

В общем случае реактор можно разделить на 3 зоны: 1 - зона загрузки и выгрузки катализатора в регенератор; 2 – дегидрирование изопарафинов; 3 – система улавливания катализатора и его возврат в зону реакции, представляющую собой группу циклонов. Несмотря на это, проблемной зоной в реакторах является – зона сепарации частиц катализатора из газа.

Циклоны обладают серьезными недостатками: высокое гидравлическое сопротивление, быстрый эрозионный износ стенок, истирание частиц катализатора, высокие капитальные и эксплуатационные затраты и др.

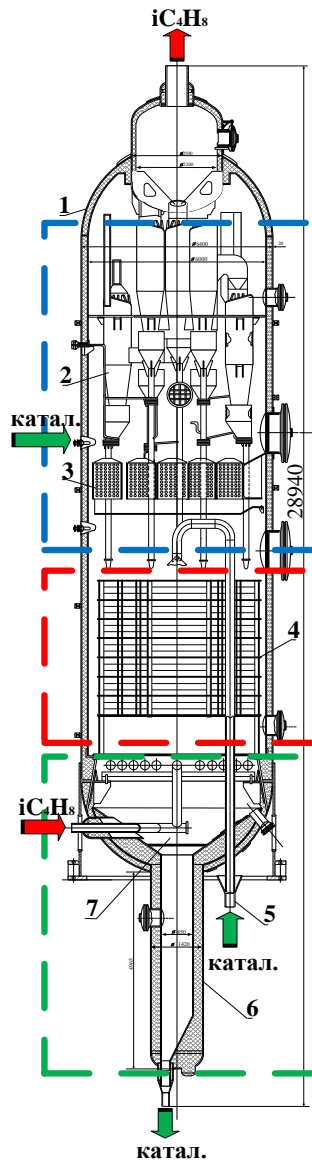


Рис. 1.6 – Реактор дегидрирования: 1 – корпус, 2 – циклоны, 3 – змеевики закаливания, 4 – секционные решетки, 5 – трубопровод для ввода катализатора с регенератора, 6 – стакан, 7 – распределитель

## 1.2 Аппараты для сепарации частиц катализатора

В настоящее время существует множество пылеулавливающей аппаратуры как отечественных так и зарубежных. Самыми распространенными сухими механическими пылеуловителями являются возвратно-поточные циклоны [5-13].

Их также называют обычными циклонами или просто циклонами. В нефтеперерабатывающей промышленности циклонные пылеуловители используются для очистки газов от катализатора при каталитическом крекинге нефтепродуктов, в технологических и аспирационных системах сажевых производств [14, 15]. В химической промышленности циклоны применяются для очистки газов печей обжига серного колчедана [16, 17], при сушке суперфосфата, в технологических установках при производстве концентрированных и сложных минеральных удобрений. На пищевых производствах с помощью циклонов улавливают частицы сахара, барды, сухого жома после сушилок [17], а также они используются в качестве первой ступени очистки в системах аспирации и пневмотранспорта зерноперерабатывающих предприятий [19]. В целлюлозно-бумажной промышленности циклонные пылеуловители применяются в основном для очистки дымовых газов от энергетических утилизационных котлоагрегатов, работающих на древесном топливе, а также в качестве первой ступени золоулавливания при эксплуатации пылеугольных паровых котлов [20]. Широкое применение циклоны нашли на агломерационных фабриках черной и цветной металлургии [12, 21], для улавливания пыли при производстве строительных материалов [22, 23], в фаянсовом производстве [24, 25], а также в аспирационных системах и во многих других случаях, где установка электрофильтров или тканевых фильтров не может быть осуществлена из-за недостатка места или экономически не оправдывается. Несмотря на внешнюю простоту, в циклоне происходят сложные аэродинамические процессы, которые еще недостаточно изучены.

Основными параметрами, характеризующими работу циклона, являются эффективность очистки и гидравлическое сопротивление, которые зависят от конструктивных особенностей аппарата и скорости движения газового потока [26].

Существуют промышленные пылеуловители на основе улиточного разгрузителя-пылеконцентратора, которые обладают эффективностью 69 %, гидравлическое сопротивление до 1500 Па.



Особенностью пылеуловителя является возможность его применения на слипающейся пыли, поскольку в улиточном разгрузителе транспортные скорости равны тангенциальной скорости [27].

Также широко применяются циклоны НИИОГАЗ таких марок как ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24. Число обозначает угол наклона входного патрубка  $\alpha$  к горизонту. Циклоны эффективно улавливают частицы крупнее 10 мкм ( $\eta > 80\%$ ). С ростом размера частиц и их плотности эффективность очистки в циклоне растет [28-35].

В работах Katare, P. [36] и A. Karali [37] и др. рассмотрели промышленные гидроциклоны предназначенные для тонкой фильтрации. Они могут быть использованы в системе фильтрации очистки машин и анализировать производительность с точки зрения эффективности с помощью программного обеспечения вычислительной гидродинамики. Более точные расчеты за счет использования CFD модели. Также исследована возможность использования гидроциклона в качестве системы для отделения взвешенных наносных частиц на гидроэлектростанциях, а также для разработки установки для проведения испытаний на эрозию без рециркуляции течения.

Jiake Pan и др. в своей работе рассмотрели циклонное центрифугирование и изучили частицы аэрозоля, а именно  $PM_{2.5}$  и  $PM_{10}$ , которые являются одним из наиболее серьезных загрязняющих окружающую среду во всем мире и для решения этой проблемы предложили устройство разделения. Представлены принципиальные схемы процессов очистки аэрозоля в циклоне. Авторами показано, что в циклонах трудно разделить мелкие частицы, размер которых составляет несколько микрон или субмикрон [38].

Целью исследовательской работы Kanojiya, Mahesh T. и др. является уменьшение загрязненного воздуха – полиуретановой пыли в рабочей зоне. Авторами был разработан пылеуловитель – машина для улавливания пыли из полиуретанового материала, которая удаляется во время шлифования. Теоретическая эффективность 70% [39].

Jun-Hyung Lim и др. разработали циклонный сепаратор со всенаправленным впускным отверстием с регулируемым размером отсечки (CSAOI) (рис. 1.7), который может всасывать аэрозоль со всех сторон на  $360^\circ$  и позволяет регулировать размер отсечки без необходимости изменять геометрию циклона или рабочий расход.

Разработанный циклонный сепаратор CSAOI, как ожидается, будет применяться для разделения проб различных аэрозолей [40].

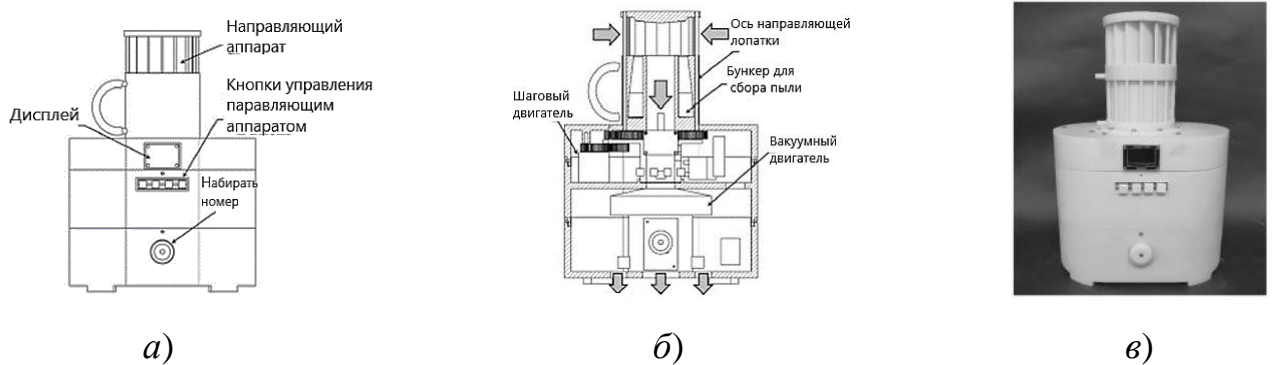


Рис. 1.7 – Конструкция регулируемого по размеру среза всенаправленного входного отверстия (CASIO) циклонный сепаратор: а) вид спереди, б) вид в разрезе и в) фотография

Pengbo Fu и др. на основе циклона модели CM-C разработали четыре типа циклонов, где на входе добавили разного типа закручивателей (PPR-C, PRR-C, VPR-C, VRR-C) (рис. 1.8). Закручиватели приводят к предварительному самовращению частиц на входе.

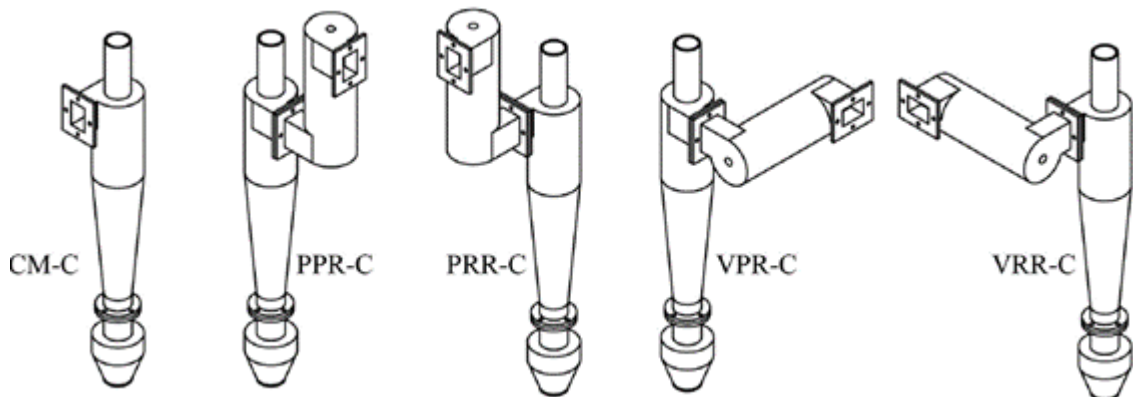


Рис. 1.8 – Геометрические модели циклонов CM-C с разными типами закручивателей (PPR-C, PRR-C, VPR-C и VRR-C)

Изучено влияние скорости на движение частиц и его самовращение. Было замечено, что добавление устройства – закручивателя для предварительного вращения частиц оказало значительное влияние на движение частиц и их самовращение в циклонах [41].

В работе Guoyin Yu предлагается новый тип газового циклонного сепаратора, в котором установлен внутренний циклон с двойной спиралью с входом во внешний циклон (рис. 1.9). Моделирование провели с помощью вычислительной гидродинамики (CFD).

По сравнению с традиционным циклоном Larple, новый двойной циклон может значительно повысить эффективность сбора твердых частиц за счет двухступенчатого разделения и лучшей симметрии потока поля (рис. 1.10) [42].

В работе Named Safikhani и др. проводят численное исследование поля течения в циклонах новой конструкции с пятью различными температурными профилями. Результаты новой конструкции сравнивают с традиционным циклоном. Использовали модель турбулентности напряжений Рейнольдса (RSM).

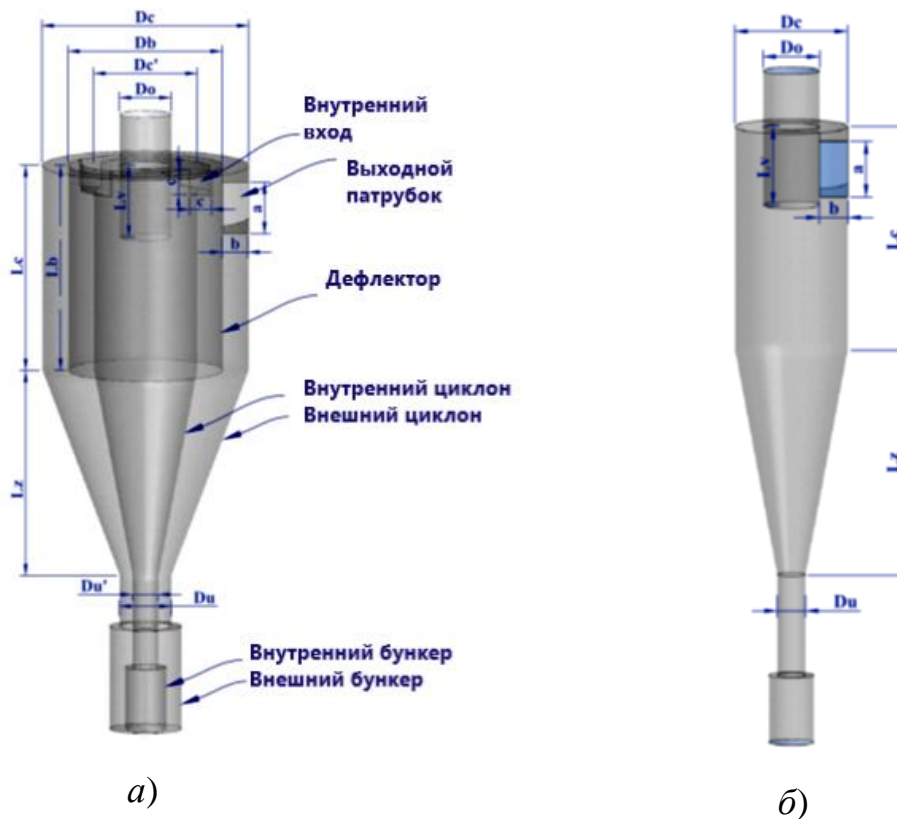


Рис. 1.9 – Геометрия (а) нового двойного циклона и (б) лопастного циклона

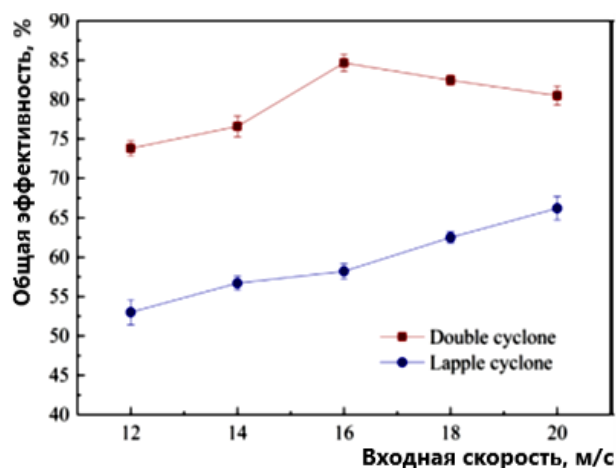


Рис. 1.10 – Зависимость эффективности улавливания от входной скорости

Для прогнозирования движения частиц в циклонах использовали вычислительную модель Эйлера-Лагранжа. Пульсации скорости моделируются с помощью дискретного случайного блуждания (DRW). Результаты показывают, что в целом нагрев нижней зоны циклонов может повысить эффективность сбора и уменьшить перепад давления при нагревании верхней зоны циклонов, которое незначительно влияет на характер течения [43].

В работе Mahmoud A.El-Emam и др. представлены четыре стандартных геометрии циклонов, а именно, 1D2D, 2D2D, 1D3D и 1D3D с 2D2Dinlet (1D3D/w2D2D), помимо расчетного, были смоделированы для исследования тактико-технические характеристики. Для тестирования и моделирования исследования проводились на двух типах реальных гетерогенных биочастицах (семена жожоба и их листья). Для моделирования движения каждой частицы использовался метод дискретных элементов (DEM) с учетом взаимодействий и столкновений. Также для моделирования сильно искривленных линий тока и хаотической турбулентности использовалась вычислительная гидродинамика (CFD), используя критерии Рейнольдса (RSM). Используемые в данной работе методы анализа явлений, происходящих внутри циклонного сепаратора, позволяют сделать вывод, что производительность циклона существенно зависит не только от типа циклона, но и от условий эксплуатации [44].

J.Chen и др. представили новый тип встроенного двухступенчатого циклона, который включает циклон 2-й ступени (внутренний традиционный циклон) с несколькими входами и циклон 1-й ступени (внешний цилиндр), который объединяет входы циклона 2-й ступени в один вход. Исследования показали, что увеличение площади входа циклона 1-й ступени и увеличение количества входов циклона 2-й ступени ( $N$ ) положительно влияют на снижение перепада давления и отрицательно влияют на эффективность. По сравнению с традиционным циклоном гидравлическое сопротивление уменьшается на 1303 Па, эффективность разделения масс ( $E_q$ ) увеличивается на 0,56%, а эффективность разделения по количеству ( $E_n$ ) увеличивается на 2,05% [45].

В работе Z. Zhang исследуется новый газовый циклон с цилиндрической фильтрующей поверхностью, установленной в центре от завихрителя (выходной патрубков для очищенного газа) до нижнего бункера. Результаты экспериментов показывают, что предложенный циклон имеет более сравнительно лучшую эффективность улавливания и меньшим перепадом давления, чем традиционный циклон. Исследования механизмы улучшения анализируются как экспериментально, так и с помощью численного моделирования. Анализ показывает, что с установленным фильтрующим слоем закрученный поток исчезает в вихревом патрубке, что уменьшает диссипацию кинетической энергии и, следовательно, снижает перепад давления [46].

В работе G.E.O. Celis и др. описываются изолированные и комбинированные внутренние компоненты (вихревых лопаток и стабилизатора вихрей), влияние их на свойства потока внутри конкретного типа газожидкостного циклонного сепаратора (рис. 1.11).

Показано, что лопатки и стабилизатор вихря увеличивают значение внутреннего сопротивления, влияет на вращение потока в центральной части, который явно не совпадает с геометрическим центром циклона [47].

В работе [48] представлен обзор имеющихся CFD исследований циклонных сепараторов, работающих с широким диапазоном загрузки по твердым веществам при температуре окружающей среды и повышенной температуре.

Naig, C.W. и др. исследовали эффективность работы четырех циклонов небольшого размера с диаметром корпуса 29-52 мм. Конструкции трех из этих циклонов были заимствованы у бытовых пылесосов, а четвертый циклон представляет собой циклон с конструкцией, разработанной Stairmand, и имеет диаметр корпуса 40 мм.

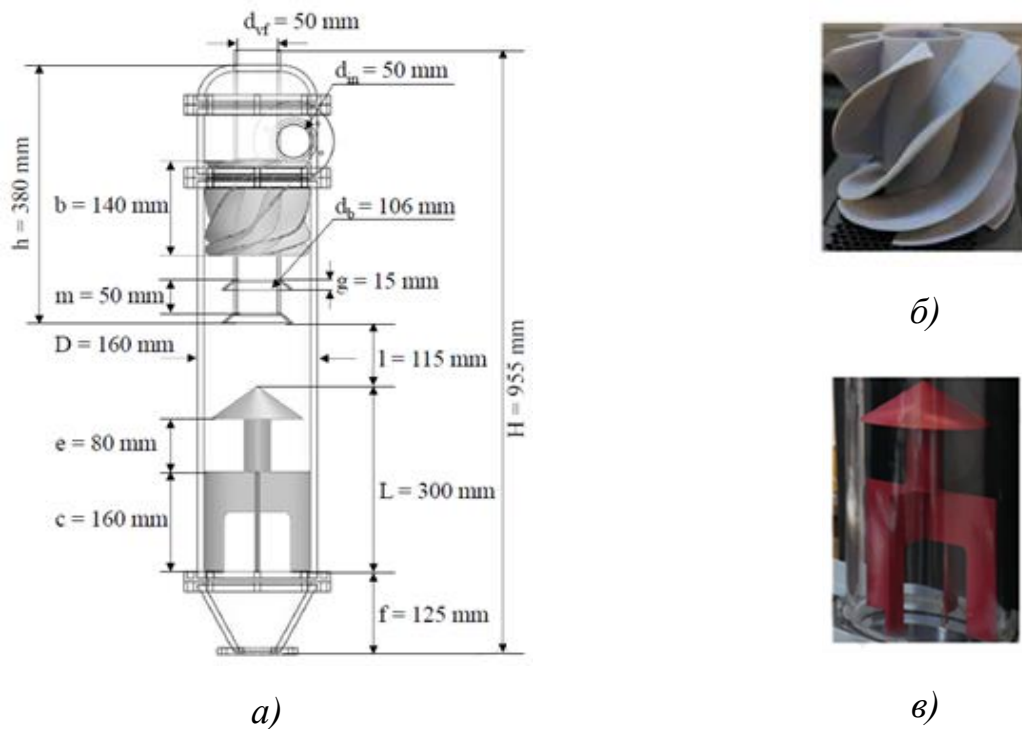
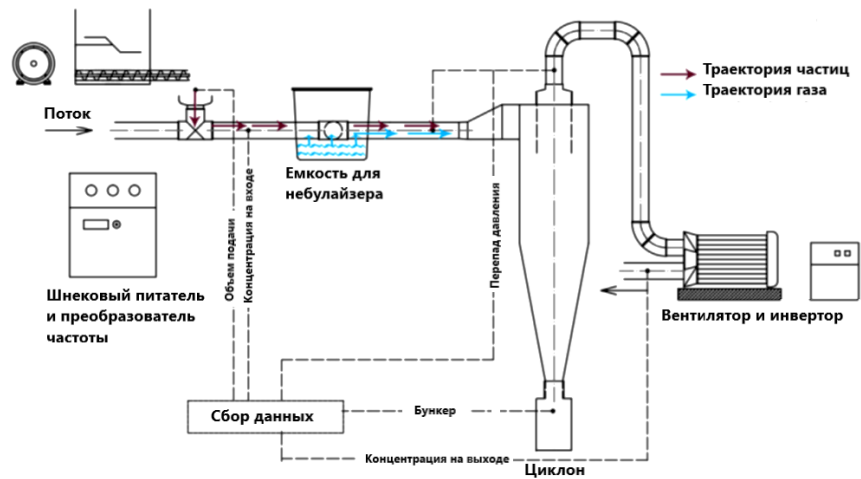


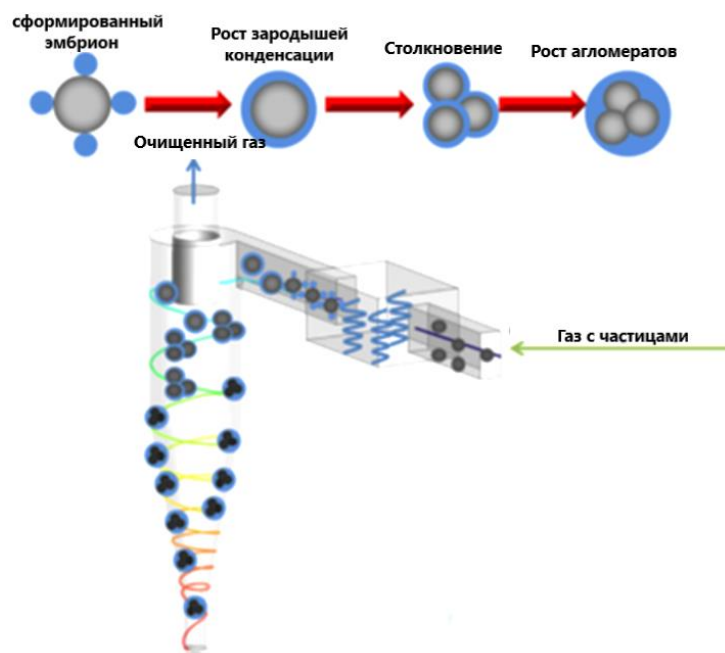
Рис. 1.11 – Циклон с обратным потоком с внутренними устройствами. Геометрия циклона: *а)* соответствующие геометрические параметры и фотографии *б)* вихревых лопастей и *в)* конической пластины.  $l = (115 \text{ мм})$  - это фиксированная длина, которая не меняется при отсутствии китайской шляпы

На основании результатов экспериментов авторами была выявлена нелинейная зависимость между перепадом давления и диаметром отсекания, которая свидетельствовала о том, что по мере увеличения перепада давления диаметр отсекания может приближаться к эффективному значению или, наоборот, более значительный перепад давления и сопутствующее замедление роста механической энергии может приводить к уменьшению диаметра отсекания [49].

В работе Zhanga, Yumeng и др. изучали поведение частиц шести типов в новом циклоне, характеризующихся разной гидрофильностью (рис. 1.12).



а)



б)

Рис. 1.12 – Экспериментальная установка (а); принципиальная схема циклонного разделения путем гетерогенной конденсации и агломерации частиц (б)

Была измерена суммарная эффективность разделения, а также эффективность отделения частиц заданного размера. После добавления пара в систему значения эффективностей существенно возросли, причем максимальный рост наблюдали для более гидрофильных частиц. Этот результат объяснили увеличением размера частиц в пересыщенном паре и потоке газа в циклоне, которое было выявлено путем анализа изменений морфологии частиц с помощью сканирующей электронной микроскопии [50].

В работе W. Peukert и C. Wadenpohl описывается возможность сепарации трудноотделяемых частиц из газов. В работе особое внимание уделяется частицам субмикронного размера. Токопроводящие частицы (например, дизельную сажу) можно удалять из циклонов путем дополнительного воздействия электростатических сил.

Экспериментальные исследования электростатических пылеуловителей показывают, что измеренная эффективность разделения оказывается значительно выше расчетной, благодаря более высоким зарядам частиц по сравнению с зарядами, прогнозируемыми с помощью существующих моделей [51].

В исследовании Yu-Long Chang и др. был разработан новый метод для увеличения степени сепарации  $PM_{2.5}$  путем регулирования распределения частиц по размеру на входе в циклон с помощью спирального распределителя. Внутри циклона крупные частицы могли образовывать своеобразный зернистый фильтр, движущийся в радиальном направлении, который далее способствовал отделению относительно мелких частиц. Средний диаметр частиц на входе в циклон составил 8,237 мкм, а суммарная эффективность разделения с помощью спирального распределителя достигала 90,5 % [52].

В исследовании Jaigo Naake и др. представлена новая конфигурация циклонного сепаратора, в котором вместо классической конической части используется камера с большим квадратным сечением.

По сравнению с классической конфигурацией, в представленной новой конструкции циклонного сепаратора стенки находятся на большем расстоянии от основного вихря, позволяя ему свободно развиваться. Кроме того, в конструкцию оборудования также добавлена ограничивающая вихрь пластина, которая позволяет полностью изменять когерентную структуру в обратном направлении, тем самым получая вихрь с поведением, типичным для циклонных сепараторов.

Авторами проведены экспериментальные испытания устройства для проверки эффективности его работы (значения перепада давления и эффективности разделения частиц для разных параметров концентрации частиц и



высоты пластины). Эффективность разделения для максимальных изученных значений ( $\sim 500 \text{ мг/м}^3$ ) составила приблизительно 96 % [53].

Hideto Yoshida и др. было проведено экспериментальное и теоретическое исследование разделения мелких фракций частиц при помощи разных типов циклонов. Обнаружено, что перепад давления в циклоне типа Iinoya с двумя коническими частями приблизительно на 10 % ниже по сравнению с перепадом давления, наблюдаемым в традиционном циклоне (рис. 1.13).

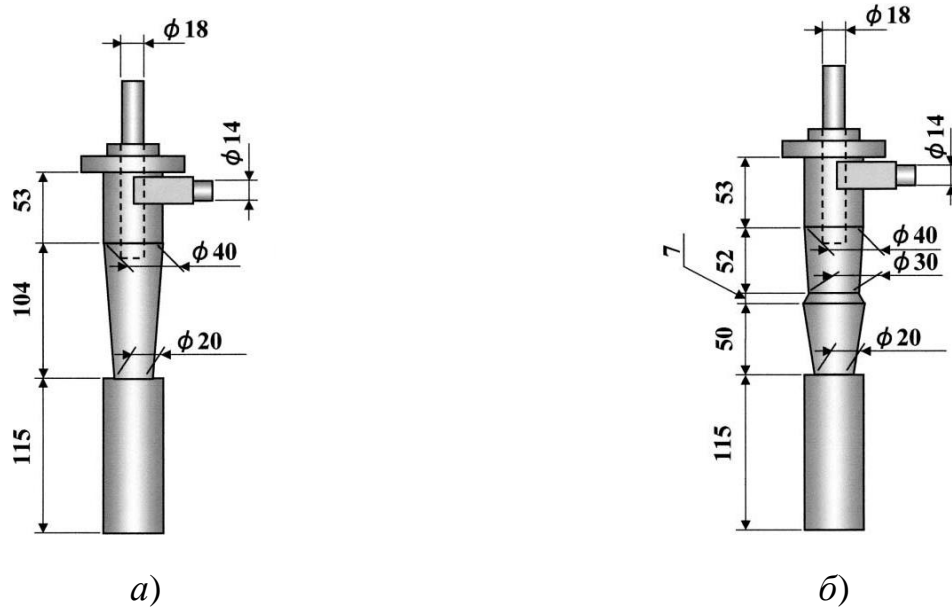


Рис. 1.13 – Принципиальная схема традиционного циклона (а), типа Iinoya (б)

Оседание частиц в основном происходит в нижней области конической части циклона с минимальной площадью сечения. Также проведено моделирование результатов с помощью численных методов. Наблюдается хорошая сходимость между экспериментальными результатами по эффективности частичного разделения частиц в циклоне типа Iinoya и традиционном циклоне и расчетными данными [54].

В работах Weiwen Wang и др. разработана технология циклонного разделения с помощью циклона с внутренним цилиндром, работа которого основана на принципе обтекающего потока (рис. 1.14).

В работе экспериментально изучена эффективность разделения и распределение давления внутри циклона в сравнении с традиционным циклоном.

Результаты исследования показали, что: эффективность улавливания частиц циклоном на 8 % выше эффективности традиционного циклона (типа DIII) в диапазоне скоростей движения газа на входе в циклон 12-26 м/с; значение перепада давления в традиционном циклоне (типа DIII) возрастает при увеличении скорости движения газа на входе в циклон, а значение перепада давления в циклоне [55].

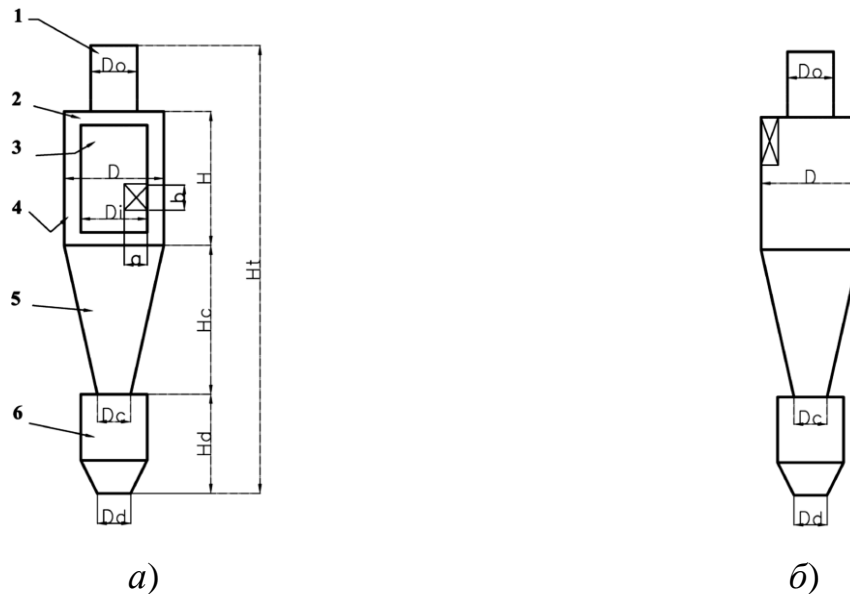


Рис. 1.14 – Сравнение конфигурации CFC и циклона типа DIII: а) CFC; б) Циклон DIII: 1 – вихреобразователь; 2 – зазорное пространство; 3 – внутренняя камера; 4 – кольцевая камера; 5 – Конусная камера; 6 – бункер для пыли

В работе Li Jiwu обсуждаются конфигурационные параметры и принцип работы циклонной установки импульсного электростатического осаждения, а также описывается механизм отделения твердых частиц из потока газа с помощью данной установки. В работе авторами задано уравнение гидромеханики для процесса отделения твердых частиц из потока газа.

Был сделан вывод, что циклонная установка импульсного электростатического осаждения может применяться для очистки вязких потоков молекулярных газов в каталитических установках и характеризуется высокой эффективностью суммарного улавливания частиц. Скорость движения частиц была приблизительно в два раза выше по сравнению с обычной установкой электростатического осаждения и составляла до 0,15-0,18 м/с [56].

В работе Seyed Masoud Vahedi изучено влияние увеличения количества входных патрубков у циклона при постоянном объемном и массовом расходе потока и разных размерах твердых частиц (рис. 1.15). С помощью модели RSM проводилось моделирование турбулентного потока непрерывной фазы, а для изучения эффективности работы циклона применяли метод Лагранжа-Эйлера.

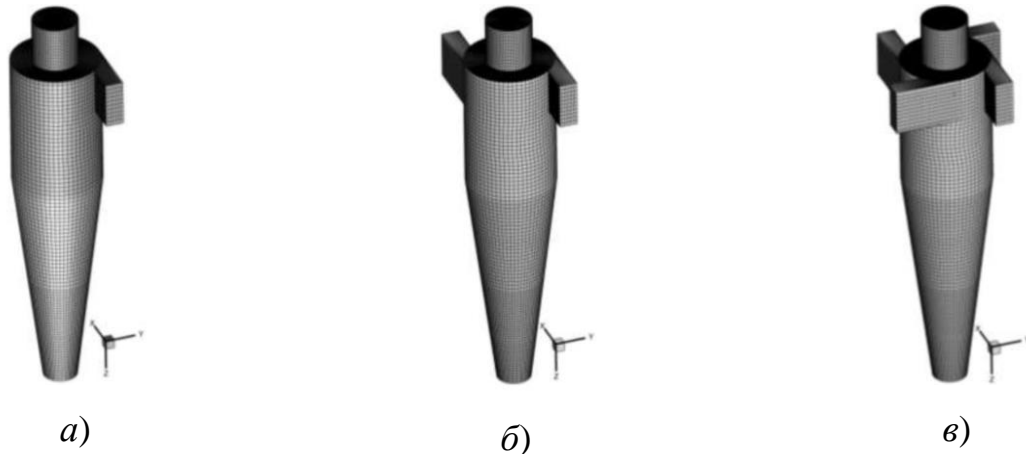


Рис. 1.15 – Представление сгенерированной сетки для: *a)* конфигураций с одним входом, *б)* конфигураций с двумя входами и *в)* конфигураций с четырьмя входами

С помощью модели двусторонних взаимодействий исследовали взаимодействия между газом и частицами и прогнозировали участки с наибольшей вероятностью эрозии. Приведена эффективность работы циклонов (рис. 1.16).

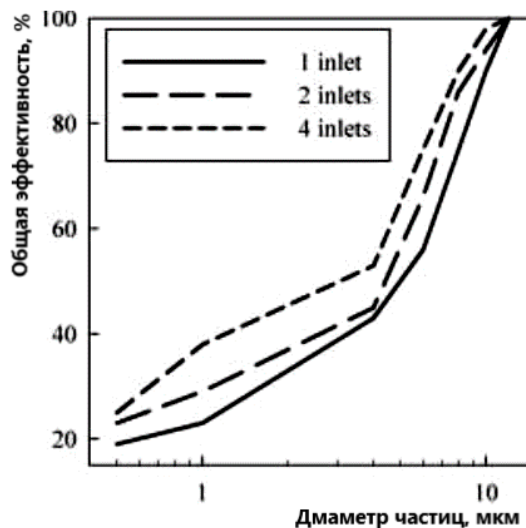


Рис. 1.16 – Эффективность сбора для трех конфигураций циклонов при диаметре частиц в диапазоне от 1 мкм до 10 мкм с использованием моделирования

Согласно результатам данного исследования, увеличение количества входных каналов в циклоне приводит к более сильному влиянию центробежной силы на частицы, в результате чего происходит снижению диаметра отсекаания и увеличение эффективности работы циклона.

Скорость эрозии монотонно возрастает при увеличении скорости входящего потока и давления в циклоне [57].

В работе Hideto Yoshida и др. с помощью экспериментальных методов и методов вычислительной гидродинамики изучено влияние геометрических параметров конуса, установленного в верхней части коллектора частиц в циклоне, на эффективность разделения частиц и потока газа. Авторами обнаружено, что наилучший угол конуса составляет  $70^\circ$ . При использовании этого специальным образом установленного конуса достигается минимальный диаметр отсекаания частиц (частиц, улавливаемых на 50%).

Результаты оценки эффективности разделения частиц и визуализации потоков проводились с помощью метода вычислительной гидродинамики [58].

В работе Dong-mei Chen и др. рассматривается традиционная переработка газообразных продуктов сгорания при мусоросжигании. Авторами предлагается установить работающий в адиабатическом режиме циклон для очистки дымовых газов на выходе из мусоросжигательной печи первой ступени, который позволит проводить предварительное удаление золы уноса при высоких температурах и снизить уровень истирания и коррозии нагреваемых поверхностей [59].

Walid Ibrahim Mazyan рассматривают внедрение активной и пассивной модификации конструкции циклона с целью повышения эффективности разделения частиц без сопутствующего увеличения перепада давления. В случае активных модификаций в систему добавляются электростатические и магнитные силы; в работе проводится теоретический и экспериментальный анализ их воздействия. Результаты теоретического и экспериментального анализа влияния электростатических и магнитных воздействий показало, что эффективность разделения частиц размером 4 мкм увеличивается на 34% и 24%, соответственно. Согласно результатам анализа с применением методов CFD и экспериментального

изучения пассивной модификации (т.е. использования дополнительной камеры), максимальное увеличение эффективности разделения частиц размером 4 мкм составляет 26 % [60].

В работе Farzad Parvaz и др. изучили влияние установленного на дне циклона конуса на эффективность его работы (рис. 1.17).

С помощью методов вычислительной гидродинамики и модели RSM были построены несколько моделей работы циклонов с внутренним конусом, который имел разный диаметр и высоту. Для изучения эффективности улавливания частиц применяли подход Эйлера-Лагранжа. Результаты исследования показали, что максимальная тангенциальная скорость движения частиц превышала скорость входящего потока в 1,6-1,7 раз.

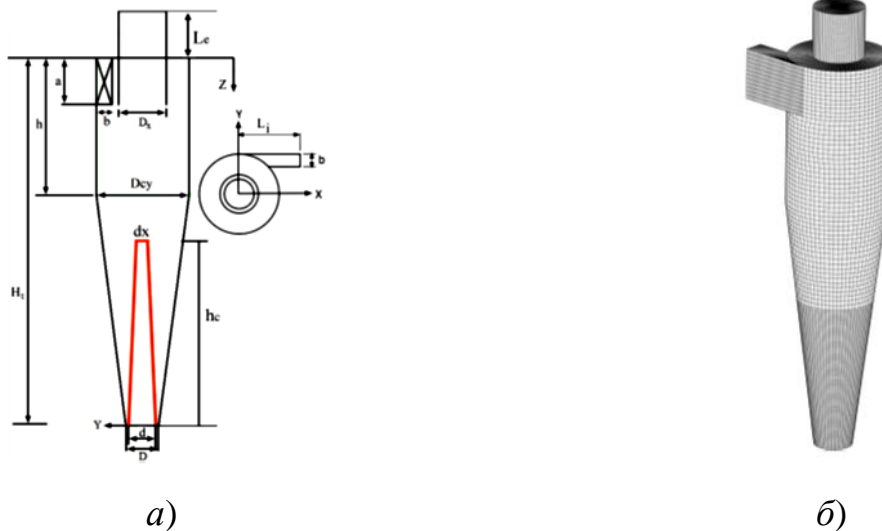


Рис. 1.17 – Схема предложенного циклонного сепаратора авторами (а) и используемая расчетная сетка (б)

Обнаружено, что по мере увеличения высоты внутреннего конуса при постоянном его диаметре возрастает эффективность улавливания частиц в циклоне. Однако при увеличении диаметра внутреннего конуса эффективность работы циклона снижается. По мере роста высоты и диаметра внутреннего конуса происходит уменьшение перепада давления. С помощью модели Det Norske Veritas (DNV) авторами было проведено изучение эрозии [61].

В работе M. Basaran представлены результаты экспериментального исследования эффективности улавливания частиц с помощью нового улавливателя циклонного типа (BEST) и улавливателя, разработанный Вилсоном и Куком (WAC), при разных скоростях входа в установке на основе аэродинамической трубы в Гентском университете (Бельгия). Эффективность работы двух улавливателей изучали при четырех размерах частиц ( $< 100$ , 100-200, 200-300 и 300-500 мкм), а также при четырех входных скоростях (12, 13, 14 и 15 м/с).

Результаты испытаний показали, что эффективность циклона BEST была выше по сравнению с уловителем WAC, при этом измеренные значения их эффективности составили 75-100 % в случае BEST и 12-52 % в случае WAC. Кроме того, коэффициент вариации указывал, что изменчивость эффективности циклона BEST снижалась с ростом входной скорости и размера частиц [62].

Pengbo F. и др. исследовали влияния структурных параметров циклона и скорости газа на входе на поле течения непрерывной фазы, а также вращение и высокоскоростное самовращение частиц дисперсной фазы. Было обнаружено, что изменение форм конусной части циклона и скорость газа на входе заметно влияет на скорость поля потока, завихренность, перепад давления и время пребывания вращательного движения частицы внутри циклона [63].

Yuge Yao и др. изучили влияние длины входного канала на поле газового потока и производительность циклонного сепаратора с сжатым входом в воздуховоде. В этом исследовании использовали численное моделирование Эйлера-Лагранжа. Результаты моделирования показали, что увеличение длины впускного воздуховода привело к увеличению тангенциальной скорости газа в корпусе циклона. Более длинный впускной канал снизил эффективность, как падение давления, так и разделение [64].

В работе Li Qiangi и др. использовалась вычислительная гидродинамика частиц (CPFD) для моделирования двухфазного потока (газ-твердые частицы) в двухступенчатом последовательном циклонном сепараторе. Эффективность разделения, движение потока, энергозатраты исследовали путем анализа характеристик распределения частиц. Давления в циклонном сепараторе первой

ступени составляет около 2,147кПа, в то время как в циклонном сепараторе второй ступени – около 2,774кПа [65].

Mohd Azri Mohd Nor и др. в работе исследовали влияние геометрических параметров циклонного сепаратора API 31, а именно высоту цилиндра, конической части, диаметра закручивателя (диаметра выходного патрубка), диаметра нижнего выходного патрубка на перепад давления и расход.

Расчеты проведены, используя программное обеспечение ANSYS FLUENT. Установлено, что при увеличении диаметра закручивателя и нижнего выходного патрубка, и уменьшение высоту цилиндра и конуса, то происходит падение давления примерно на 10% соответственно. Увеличение высоты закручивателя приводит к увеличению падения давления на 7,77%. Между тем, увеличение диаметра выходного патрубка и высоты закручивателя увеличивает скорость потока для уплотнения на 43,79% [66].

В работе Yujie Bai и др. изучалось распределение потоков и законов, определяющих пузырьковый режим течения, в циклонах различной конфигурации с помощью подробного теоретического анализа, численного моделирования с применением методов вычислительной гидродинамики (CFD) и наглядных экспериментов (рис. 1.18). Было исследовано влияние диаметра выходной трубы циклона, а также формы и расположения входного патрубка циклона, на пузырьковое течение; для наблюдения за процессом пузырькового течения и его регистрации была создана экспериментальная платформа. Выявлено, что форма входного патрубка циклона оказывает различное влияние на пузырьковый режим течения.

В случае прямоугольной формы входного патрубка начальная скорость потока пузырьков промежуточная, а эффект пузырькового режима течения был наибольшим. В случае трапециевидной формы наблюдается максимальная скорость потока пузырьков, но эффект пузырькового режима течения был низким. Эффективность выхода газа в случае прямоугольной формы входного патрубка циклона была на 7 % выше по сравнению с трапециевидной формой. Место расположения входного патрубка влияло на течение пузырьков [67].

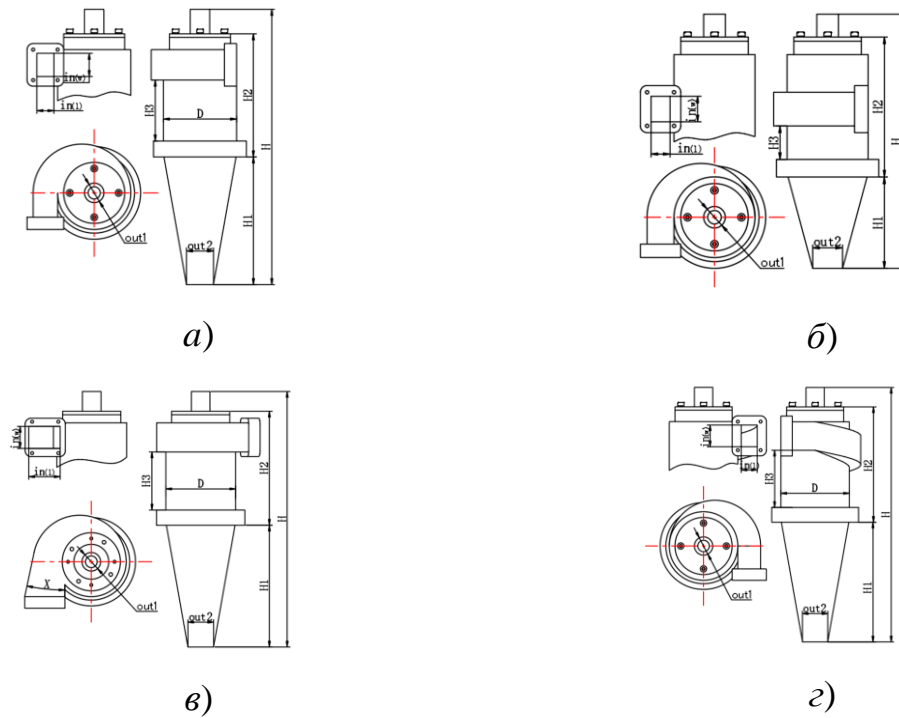


Рис. 1.18 – Структурная схема циклона с различными формами входа запыленного газа: *а)* прямоугольный вход в циклон; *б)* прямоугольный центральный вход в циклон; *в)* трапециевидный вход в циклон; *г)* спиральный вход в циклон

В статье Farzad Parvaz и др. было изучено влияние формы погружной трубы на характер движения потока и эффективность работы циклона для отделения твердых частиц из потока газа. Проведен анализ геометрии погружных труб (цилиндрическая, коническая, ромбической формы, а также в виде обратного конуса) (рис. 1.19).

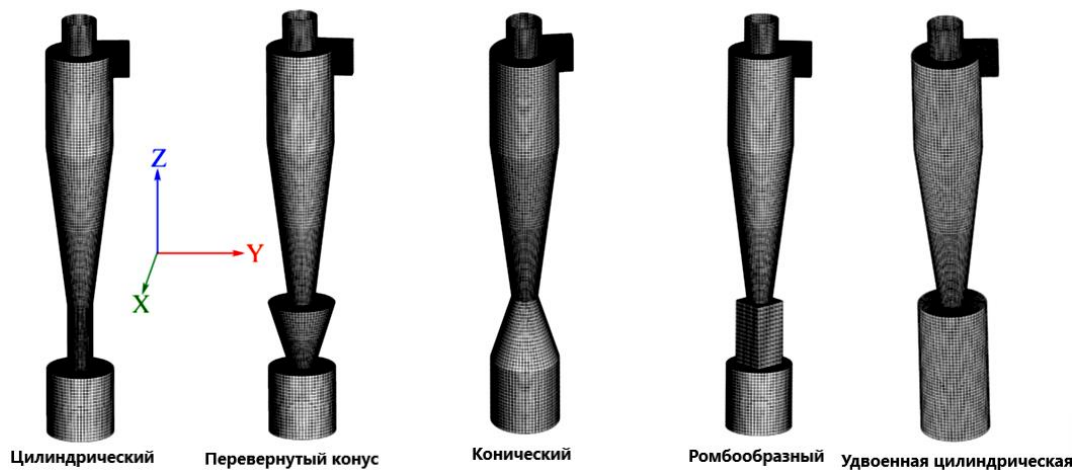


Рис. 1.19 – Газовые циклоны с различными погружными трубами



Поскольку поток газа в циклоне является турбулентным, для моделирования использовали модель RSM. Обнаружено, что средняя тангенциальная скорость движения потока в циклонах с разной геометрией погружной трубы примерно в 1-1,2 раза выше скорости входящего потока, а максимальная тангенциальная скорость в 1,7 раз выше скорости входящего потока.

Кроме того, значение тангенциальной скорости в погружной трубе цилиндрической формы более высокий по сравнению с погружными трубами других форм. Изменение геометрии погружной трубы значительным образом влияет на осевую скорость движения частиц в коллекторе. Максимальная осевая скорость зарегистрирована в области разгрузочной насадки циклона и области входа в погружную трубу для циклонов с различной геометрией.

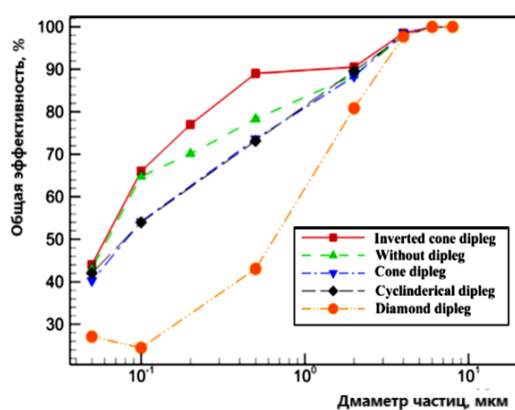


Рис. 1.20 – Эффективность улавливания частиц различного размера для модифицированных форм циклона при скорости на входе 19,5 м/с

Также авторами было обнаружено, что геометрия погружной трубы значительно влияет на перепад давления в циклоне. В погружной трубе цилиндрической формы максимальное падение давления, а минимальное – в циклоне без погружной трубы. Среди исследованных геометрий погружной трубы циклонов наибольшая эффективность работы была зарегистрирована для циклонов с погружной трубой конической формы, а наименьшая – для циклонов с погружной трубой ромбической формы (рис. 1.20) [68].

В работе Zhanpeng Sun и др. исследовано влияние места введения частиц на эффективность их классификации по размерам с помощью циклона-классификатора.

Согласно результатам моделирования, при введении твердых частиц в точку в пределах пристеночной области достигается максимальная эффективность разделения, при этом точность классификации частиц минимальна. Частицы, введенные в область максимальной тангенциальной скорости движения газа, характеризуются более коротким временем пребывания в вихре, при этом классификация частиц по размерам происходит быстрее и эффективнее [69].

В работе Yiqun Huang и др. с помощью метода вычислительной гидродинамики осуществляли моделирование движения потока газа, содержащего твердые частицы, в циклоне и выхлопной трубе. При утечке газа происходит снижение эффективности разделения в результате уменьшения интенсивности закрутки потока в циклоне, приводящего к преждевременной смене направления нисходящего вихря на восходящий, а также повышению давления в выхлопной трубе и конической части циклона. Некоторые частицы вторичного уноса могут направляться вверх, в выходной патрубок циклона, в то время как другие частицы могут вновь отделяться внутренним вихрем циклона и циркулировать в циклоне в течение некоторого времени [70].

В работе Faqi Zhou и др. изучено влияние шероховатости поверхности в диапазоне от 0,01 мм до 2 мм на эффективность работы и поле скоростей течения в традиционной циклонной разделительной установке (типа Stairmand) с концентрацией твердых частиц  $20 \text{ г/м}^3$  и скоростью входящего потока 10-25 м/с. Выявлено, что влияние шероховатости поверхности на перепад давления в циклонной установке при низких скоростях движения потока незначительно. Шероховатость поверхности оказывает существенное влияние на эффективность разделения. Существует критическое значение шероховатости поверхности, ниже или выше которого эффективность разделения заметно уменьшается [71].

Работа ZeYu Li и др. направлена на углубленное понимание механизмов разделения жидкость-твердые частицы в циклонах используя моделирование CFD.

В работе рассматривали реактор с псевдооживленным слоем с циркулирующей водой в сверхкритическом состоянии является перспективной и актуальной технологией, позволяющей генерировать водород в результате газификации угля. Циклон является важной частью реактора, который может отделить неполное разложение пылевидных частиц угля от смешанной рабочей жидкости.

Выявили, что хотя количество сверхкритического диоксида углерода в смешанной рабочей жидкости невелико, очевидно, что это влияет на поля потока и эффективность разделения циклона. Результаты моделирования показывают, что как уменьшение содержания сверхкритического диоксида углерода, так и добавление дополнительной опускной трубы вызывают повышение производительности циклонов. Результаты исследований можно улучшить используя модифицирование конструкции циклонов для сред жидкость-твердые частицы [72].

В работе Donggeun Park и Jeung Sang Go был проведен анализ характеристик циклонного сепаратора с помощью представлений Лагранжа для выявления важных зависимых переменных и разработана нейронная сеть для предсказания параметра эффективности разделения частиц.

Показано, что центробежная сила и сила сопротивления движению схожи для диаметра частиц, соответствующего эффективности разделения 50 %. Это говорит о том, что критический диаметр является важной зависимой переменной при разработке конструкции циклона в соответствии с теорией разделения частиц. Таким образом, в искусственной нейронной сети учитывался критический диаметр в качестве переменной, зависящей от геометрии циклона [73].

В экспериментальной работе C.W. Naig и др. изучено поведение частиц и эффективность их разделения в циклоне типа Stairmand диаметром 40 мм. Также изучено поведение частиц в двух областях входного патрубка и в прямооточной трубе. Провели диспергирование двух испытательных порошковых образцов (Каолин лайт и мелкодисперсная аризонская дорожная пыль SAE) в потоке воздуха, движущегося со скоростью 180, 360 и 540 л/мин, что соответствовало скоростям потока на входе в циклон 15, 30 и 45 м/с. Точки перегиба и минимумы

на кривых эффективности отделения частиц заданного размера в циклонах, соответствовавшие агломерации мелких частиц, наблюдали при скорости потока на входе в циклон 15 м/с и скорости движения потока 180 л/мин. Анализ экспериментальных данных, полученных авторами в нескольких посвященных циклонным исследованиям, показал, что в циклонах, используемых для улавливания частиц относительно хрупкого катализатора в процессе крекинга с псевдооживленным слоем катализатора истирание частиц катализатора происходит при скорости движения потока на входе 15-25 м/с, в то время как при переработке минерального сырья с использованием промышленных циклонов агломерацию наблюдали при скорости движения потока 10-25 м/с [74].

В работе Zhaojia Tang и др. был проведен анализ влияния максимальной площади проекции частиц на эффективность разделения, а также на разделение частиц одного размера и смеси частиц с разным размером с помощью комбинации методов CFD и дискретного элемента, а также путем проведения экспериментального анализа.

В результате авторами было показано, что скорость движения частиц сферической формы в нижней части потока возрастает по мере увеличения их размера. Кроме того, при увеличении максимальной проекции частиц область движения частиц с одинаковым объемом близка к восходящему потоку, и разделение частиц в основном происходило в верхней части потока [75].

В работе Shiliang Yang и др. с помощью методов CFD и метода дискретного элемента было проведено высокодостоверное моделирование замкнутой 3D системы с циркулирующим псевдооживленным слоем, содержащей шесть параллельно установленных циклонов. Авторами получены следующие результаты: (1) обнаружено, что дисперсионное поведение твердых частиц существенно различается в трех направлениях; (2) содержание твердых частиц в средней части циклона с одной стороны колонны в два раза выше, чем в двух других прилегающих частях, и это неравномерное распределение подчеркивает необходимость проведения моделирования замкнутой системы с циркулирующим псевдооживленным слоем, содержащей несколько циклонов; (3) коэффициенты

дисперсии твердых частиц во всех трех направлениях, гидродинамические силы и силы соударения частиц, а также скорость вращения частиц были одинаковыми для всех шести циклонов и, соответственно, нагнетательных труб; (4) приблизительно 50 % частиц твердого вещества было распределено в колонне, а 48 % – в нагнетательной трубе. Полученные результаты дают понимание таких аспектов как массовая нагрузка твердых частиц в потоке газа, характеристики отдельных частиц и неоднородное распределение твердой фазы в системах с псевдоожиженным слоем [76].

Также стоит отметить, что в работах применяют численное моделирование турбулентности [79-81, 82], которое опирается на несколько подходов, основанных на описании вихревых структур различных масштабов, среди которых выделяют три основных, а именно: прямое численное моделирование (DNS, Direct Numerical Simulation) [83], моделирование крупных вихрей LES [84, 85] (Large Eddy Simulation) и решение осредненных по Рейнольдсу уравнений Навье–Стокса RANS [86-91] (Reynolds-Averaged Navier-Stokes) [92].

Наиболее широкое распространение получили модели турбулентности осредненные по Рейнольдсу уравнения Навье-Стокса (Reynolds-Averaged Navier-Stokes, RANS), для замыкания которых используется совокупность дифференциальных уравнений и полуэмпирических соотношений.

Семейство RANS включает в себя большое число моделей [85, 93-98], в которых принимаются определенные допущения и на их основе вводятся дополнительные переменные. Такое разнообразие моделей турбулентностей создает проблему выбора наиболее подходящей, однако она обусловлена тем фактом, что для замыкания уравнений в них используется различное число эмпирических констант, которые дают физически корректный результат только для определенного круга задач [99].

### **1.3 Постановка задачи исследования. Описание конструкции сепарационного устройства с дугообразными элементами**

В настоящее время нефтехимические компании уделяют большое внимание повышению надежности аппаратов и сокращению эксплуатационных расходов, а

также на их техническое обслуживание. Особенно это актуально для существующих систем пылеулавливания, основной аппаратной единицей которых являются циклоны.

На химических, нефтехимических предприятиях, например, на технологическом узле дегидрирования парафинов используют реактора с псевдооживленным слоем катализатора (рис. 1.6). Каталитическое дегидрирование изопарафинов играет важную промышленную роль из-за растущего спроса на олефины, в качестве предшественника для получения оксигенатов, необходимых в переработанном бензине, также при производстве бутилкаучука, изопреновых каучуков и т.п.

Достоинством реактора с псевдооживленным слоем катализатора является то, что происходит эффективное перемешивание твердой и газообразной фаз, появляется возможность отдельного введения компонентов реакционной смеси в псевдооживленный слой катализатора. Из-за высокой теплопроводности псевдооживленного слоя возможно снизить температуру реакционной смеси, поступающей в контактную зону. Для предотвращения уноса катализатора используют пылеуловители – циклоны марки ЦН-15 (рис. 1.21).



Рис. 1.21 – Циклоны ЦН-15

Однако есть существенные недостатки реакторов с псевдооживленным слоем катализатора: наличие продольного перемешивания реакционной смеси в псевдооживленном слое, что приводит к снижению скорости реакции, к

уменьшению избирательности процесса; возможен проскок газового потока в виде пузырей. Это ведет к снижению скорости реакции. Также истирание самого катализатора. Несмотря на то, что в реакторе задействованы по 6 пар циклонов (12шт), унос катализатора газом все же происходит и в последствии увеличивается расход катализатора.

Принцип действия циклона широко известен. Запыленный поток входит в камеру через входной патрубок 1. Далее внутри корпуса запыленная среда течет по спирали, подобно торнадо. За счет центробежных сил частицы выбиваются из потока и ударяются об внутреннюю стенку цилиндрического корпуса. После чего падают в бункер через отверстие 2. Очищенный газ выходит через выходной патрубок трубы 3, которая погружена на определенную глубину в устройство (рис. 1.22).



Рис. 1.22 – Трехмерная реальная модель циклона ЦН-15: 1 – входной патрубок для загрязненного катализатором газа; 2 – выход для частиц катализатора, которые улавлились в результате очистки; 3 – выход очищенного газа

В целом, циклоны центробежного типа являются сравнительно надежными, производительными аппаратами и позволяют эффективно проводить отделение частицы катализаторов средних размеров от газовой среды. Однако, они имеют недостатки, заключающиеся в сравнительно небольшой эффективности в области фракций пыли размером до 5-30 мкм [98]. Также из-за больших размеров аппарата приходится создавать высокие значения фактора разделения – требуется работа в

области высоких скоростей, что приводит к увеличению гидравлического сопротивления и высоким энергозатратам.

Также следует отметить, что циклоны подобного типа обладают низкой устойчивостью к износу и подвержены эрозии стенок [31, 32], что приводит к эксплуатационным и капитальным затратам.

Для решения проблемы было разработано сепарационное устройство с дугообразными элементами (СУсДЭ). Основа – это дугообразные элементы, расположенные в шахматном порядке. В их нижней части проделаны прорезы, за счет которых элементы вставляются в сепарационную решетку.

Целью данной диссертационной работы является разработать и исследовать предложенное сепарационное устройство с дугообразными элементами, которое позволит работать при низких скоростях, что приведет к снижению гидравлического сопротивления, износа стенок, частиц катализатора и высокой эффективности улавливания частиц до 30 мкм.

#### **1.4 Выводы по главе 1**

В 1 главе проанализирована отечественная и зарубежная литература по пылеулавливающим аппаратам. Видно, что существующие конструкции постоянно совершенствуются, путем изменения конструктивных параметров циклонных аппаратов. Однако ключевые недостатки сохраняются. Аппараты обладают высоким гидравлическим сопротивлением, низкой эффективностью улавливания частиц до 30 мкм, износ стенок циклонов и истирание частиц катализаторов, высокими капитальными и эксплуатационными затратами и громоздкостью.



## ГЛАВА 2. ИССЛЕДОВАНИЯ ПО УЛАВЛИВАНИЮ ЧАСТИЦ В СЕПАРАЦИОННОМ УСТРОЙСТВЕ С ДУГООБРАЗНЫМИ ЭЛЕМЕНТАМИ

### 2.1 Описание механизма улавливания частиц из газа в сепарационном устройстве с дугообразными элементами

Для улавливания мелкодисперсных частиц из газовых потоков предлагается сепарационное устройство с дугообразными элементами (рис. 2.1), основные составляющие конструкции – размещенные в корпусе 3 дугообразные элементы 2, врезанные в сепарационную решетку 4.

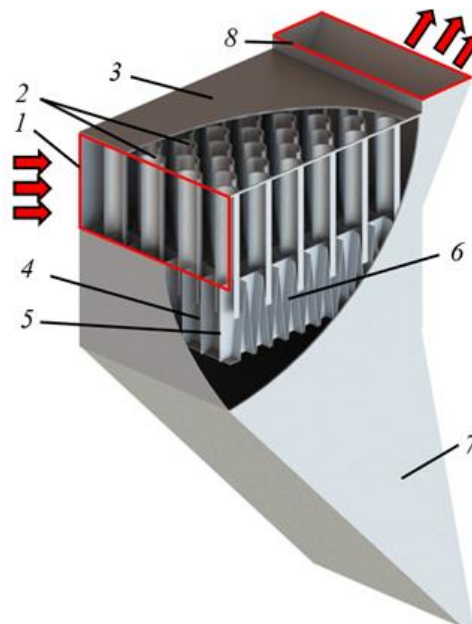


Рис. 2.1 – Трехмерная модель сепарационного устройства с дугообразными элементами (вид с местными разрезами): 1 – входной патрубок; 2 – дугообразные элементы; 3 – корпус; 4 – сепарационная решетка; 5 – продольные пластины; 6 – поперечные V-образные пластины; 7 – бункер; 8 – выходной патрубок

**Принцип действия предлагаемого сепарационного устройства.** Запыленный газовый поток при подаче в устройство (через входной патрубок 1) набегает на дугообразные элементы 2, расположенные в сепарационном устройстве

в шахматном порядке, в результате формируется волнообразная структура газового потока (рис. 2.2).

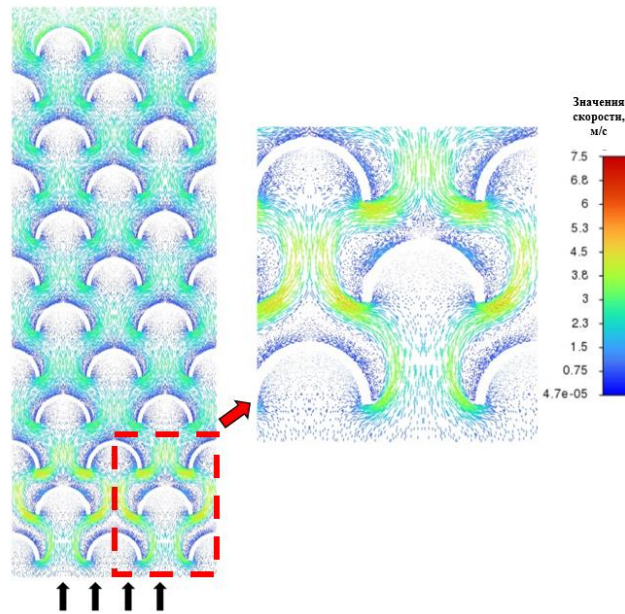


Рис. 2.2 – Образование волнообразной структуры газового потока (вид сверху)

Диаметр дугообразных элементов относительно небольшой, соответственно, радиус поворота газа также небольшой (так как эти два параметра равны). В результате при движении запыленного потока обеспечиваются высокие значения центробежных сил, действующих на твердые частицы в потоке. Другой значимой силой, действующей на частицы, является сила гравитации. Таким образом, под воздействием указанных сил частицы при искривлении линий тока газа «выбиваются» из потока и перемещаются к дугообразным элементам 2 (рис. 2.1), при контакте с поверхностью элементов 2 частицы отражаются и попадают в застойные зоны с околонулевыми скоростями газового потока, которые располагаются внутри дугообразных элементов и непосредственно за ними (рис. 2.2). Постепенно частицы оседают в бункер 7 сепаратора (рис. 2.1). Относительно малая часть частиц после контакта с дугообразными элементами 2 отражается обратно в движущийся волнообразный поток газа и уносится потоком в направлении последующих рядов дугообразных элементов 2. Из выходного патрубка 8 поступает очищенный газ.

Сепарационная решетка 4 в нижней части сепаратора предусмотрена для разрушения восходящего «паразитного» потока газа, возникающего при обтекании газом дугообразных элементов 2 снизу вверх. Некоторые частицы, которые переместились в пространство под дугообразными элементами, уносятся проскакивающим снизу потоком газа. Установка V-образных пластин существенно снижает эти потоки, увеличивая эффективность сепарации устройства. Сепарационная решетка 4 состоит из продольных пластин 5 и поперечных V-образных пластин 6 (рис. 2.1) относительно направления потока газа, при этом продольные пластины 5 выполняют функцию ребер жесткости.

Все дугообразные элементы 2 вставляются в пластины 5 на определенную глубину, что позволяет исключить расшатывание пластин при работе сепаратора. V-образные пластины 6 расположены относительно друг друга так, что в нижней части пластин образуются небольшие щели (размером до 10 мм), предназначенные для сыпания частиц в бункер 7 сепаратора (рис. 2.1). Образование щелей малого размера необходимо также для разрушения восходящего потока газа. В нижней части первой V-образной пластины и последней V-образной пластины приварены прямые пластины небольшого размера, направленные в сторону внутренней стенки корпуса сепаратора (для исключения формирования соответственно нисходящего и восходящего потоков газа). При этом между корпусом 3 и пластиной, приваренной к V-образной пластине 6, имеется щель (шириной до 10 мм), перпендикулярная направлению газового потока, для исключения формирования «мертвых» областей, в которых будут скапливаться частицы (рис. 2.1).

Расстояние между рядами дугообразных элементов  $l_1$ , м определяется по формуле (2.1)

$$l_1 = \sqrt{0,75d} \quad (2.1)$$

где  $d$  – диаметр линии проходящей через середину стенки дугообразных элементов, м (рис. 2.3).

Необходимо отметить, что выбор параметра  $d$ , соответствующий диаметру средней линии, обусловлен возможностью исключения учета толщины дугообразных элементов  $\delta$  в формуле (2.1). Далее в тексте диссертации все

формулы для расчета геометрии сепарационного устройства и теоретические выкладки представлены без учета толщины  $\delta$ .

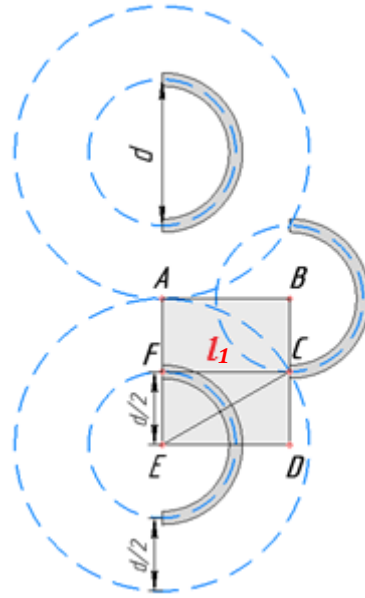


Рис. 2.3 – Концепция расположения дугообразных элементов относительно друг друга (вид сверху)

Расстояние между соседними дугообразными элементами в каждом ряду соответствует диаметру  $d$ . Элементы в соседних рядах располагаются таким образом, что находятся посередине между 2 дугообразными элементами переднего и заднего рядов, образуя шахматную компоновку элементов в корпусе устройства (рис. 2.1). Расстояние между рядами дугообразных элементов  $l$ , которое вычисляется по формуле (2.1), было получено на основании теоремы Пифагора для прямоугольного треугольника  $\triangle FCE$ . Видно, что расстояние  $l$  соответствует длинам отрезков  $AB$  и  $FC$ . В свою очередь длина отрезка  $FE$  соответствует  $d/2$ , длина отрезка  $EC$  соответствует диаметру большой окружности и диаметру дугообразного элемента  $d$  (рис. 2.3).

## 2.2 Определение конструктивных параметров сепарационного устройства

С целью повышения эффективности и снижения гидравлического сопротивления СУсДЭ был проведен ряд исследований, в которых

рассматривались его различные конструктивные оформления. Первоначально была рассмотрена конструкция устройства с сотовой сепарационной решеткой, состоящей из продольных и поперечных пластин (рис. 2.4).

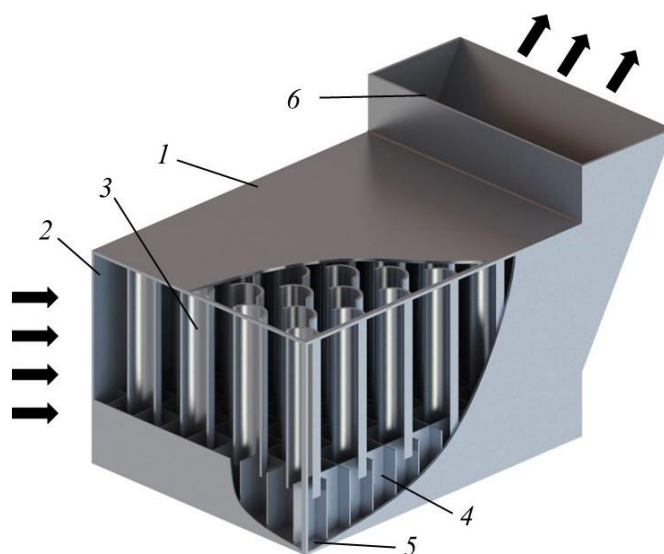


Рис. 2.4 – Трехмерная модель сепарационного устройства с дугообразными элементами (вид с разрезом): 1 – корпус; 2 – входной патрубок; 3 – дугообразные элементы; 4 – сепарационная решетка; 5 – бункер; 6 – выходной патрубок

При проведении численных исследований основные геометрические размеры моделей сепарационных устройств принимались следующие: диаметр линии, проходящей через середину стенки дугообразных элементов  $d_{ml} = 52,5$  мм, их толщина  $\delta = 4,5$  мм, толщина сепарационной решетки - 2 мм. Высота дугообразных элементов изменялась от 250 до 1000 мм и количество их рядов варьировалось от 4 до 12 шт., скорость газопылевого потока на входе в устройство  $W$  составляла от 0,25 до 7 м/с. Размер частиц пыли  $a$  в газопылевом потоке варьировался от 10 до 170 мкм. Плотность частиц  $\rho_a$  составляла от 3400 до 10000 кг/м<sup>3</sup>. Расход частиц  $G_a$  изменялся от 3,3 до 39,3 г/с. При численном моделировании в рамках упрощения использовалось условие симметрии, т.к. по ширине геометрия дугообразных элементов и сепарационной решетки не изменяется. Допущением при таком подходе является отсутствие стенок корпуса сепарационного устройства (СУ). Также в рамках упрощения задачи в трехмерной геометрии модели были исключены нижняя часть устройства и бункер. В

частности, сепарационная решетка в нижней части перекрывалась пластиной, имитирующая бункер устройства. В ходе моделирования на данной пластине задавалось условие прилипания частиц [33].

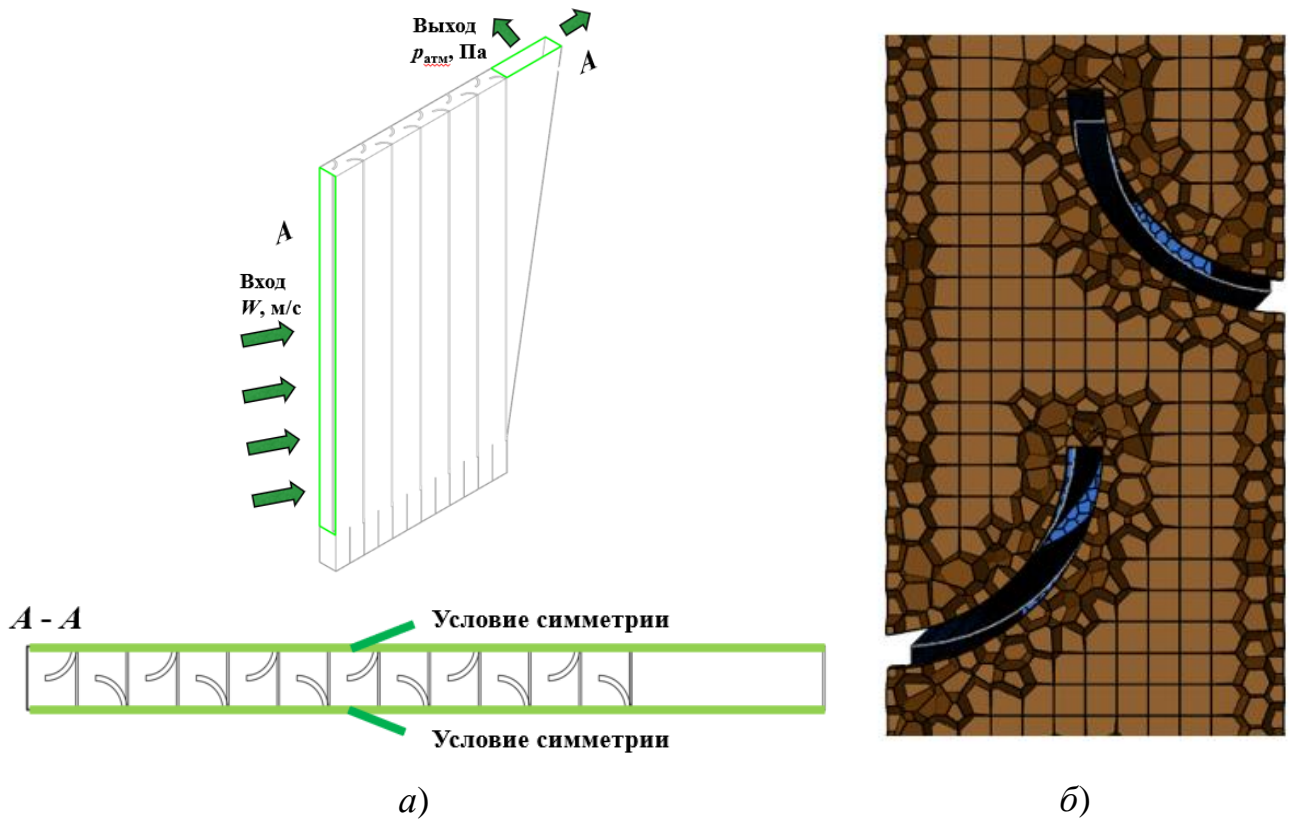


Рис. 2.5 – Модель для численного моделирования: а) модель для численного моделирования, с условием симметрии; б) расчетная сетка

Таким образом, можно было оценить количество уловленных частиц сепарационным устройством и, соответственно, эффективность его работы (2.2). Недостатком такого упрощения является формирование множества восходящих потоков в ячейках, образованных продольными и поперечными пластинами сепарационной решетки, которые могут искусственно занижить эффективность устройства при численном моделировании. Вероятнее всего, большое количество таких восходящих потоков не будет обладать достаточной подъемной силой для возврата значимого количества осевших частиц в устройстве обратно в поток. Однако, эффективность реальной конструкции сепарационного устройства с дугообразными элементами будет выше, чем при численном моделировании.

$$E = 1 - \frac{G_{out}}{G_{in}}. \quad (2.2)$$

Исследование данного конструктивного оформления сепарационной решетки (рис. 2.4) показало, что устройство с дугообразными элементами целесообразно использовать при относительно низких входных скоростях газопылевого потока  $W$  от 0,5 до 2 м/с, позволяющих получить высокую эффективность сепарации частиц ( $E \geq 71,5\%$ ) основной фракции размером от 25 до 100 мкм из газа (рис. 2.6).

При этом наиболее эффективной входной скоростью  $W$  является 1 м/с. Эффективность сепарационного устройства для частиц размером от 20 до 40 мкм составляет от 65,9 до 90,1%. Для частиц более 40 мкм эффективность близка к 100%. При входной скорости газа в устройство менее 0,5 м/с и более 2 м/с эффективность сепарации частиц разного размера из газа может ухудшаться. Это связано с изменением центробежных сил, действующих на частицы и условием взаимодействия частиц со стенкой. Так при входной скорости равной 0,25 м/с центробежных сил недостаточно для выбивания из газопылевой структуры частиц размером менее 20 мкм. Для частиц больших размеров эффективность сопоставима или ниже, например, чем при входной скорости  $W = 0,5$  м/с. В случае входной скорости  $W$  равной более 2 м/с большую роль играет условие отражения частиц от поверхностей дугообразных элементов. Под действием центробежных сил частицы выбиваются из потока и отлетают к дугообразным элементам. При этом импульс каждой отдельной частицы достаточно большой, что приводит к вероятности ее отскока от поверхности дугообразного элемента обратно в структурированный волнообразный поток газа. При этом в зоне течения волнообразного потока на частицы снизу также действует восходящий поток из сот сепарационной решетки, что не дает им упасть в бункер. В случае отскакивания частиц в застойную зону, она постепенно падает в бункер сепарационного устройства (рис. 2.2).

Можно отметить, что при входной скорости газопылевого потока  $W \geq 3$  м/с ее рост приводит к повышению эффективности сепарации частиц размером менее 10 мкм ввиду увеличения значений центробежных сил и снижению эффективности

сепарации частиц размером более 10 мкм, ввиду хаотичного отражения частиц от дугообразных элементов и их повторного уноса потоком газа. Обратная ситуация по изменению эффективности отмечается при входной скорости  $W \leq 2$  м/с. Эффективность сепарации мелких частиц из газа снижается, средне- и крупнодисперсных частиц увеличивается (рис. 2.6). Для мелкодисперсных частиц центробежных сил недостаточно, средне- и крупнодисперсные частицы выбиваются за счет центробежных, инерционных и гравитационных сил.

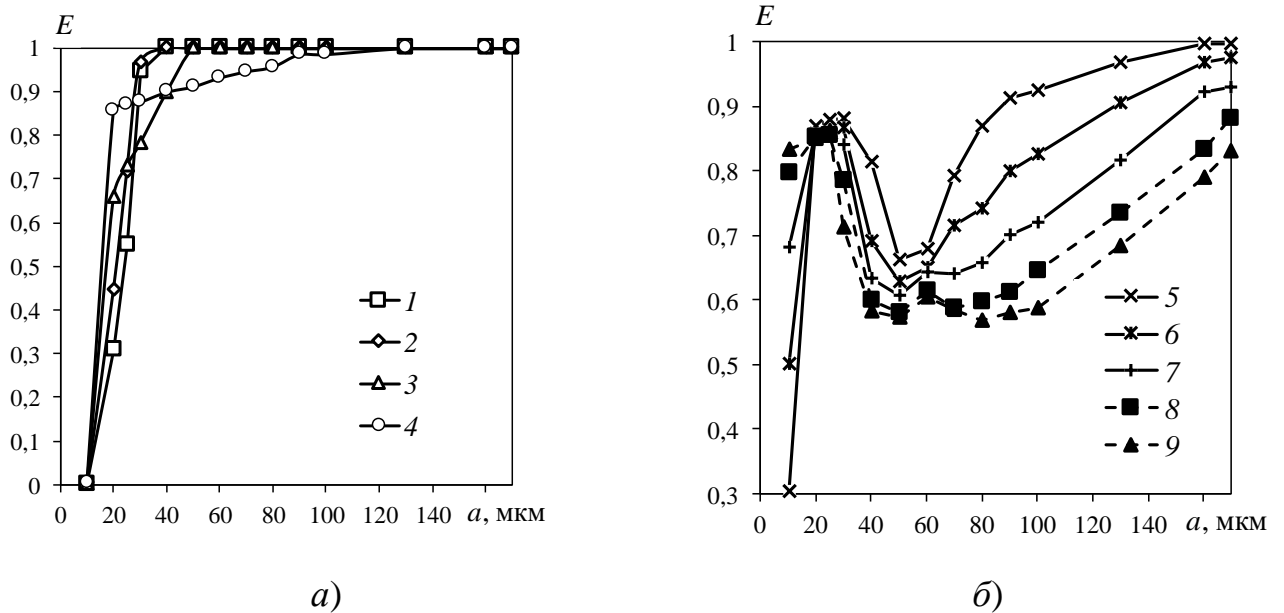


Рис. 2.6 – Зависимость эффективности сепарационного устройства с дугообразными элементами от диаметра частиц при различной входной скорости газа  $W$ , м/с: а) 1 – 0,25; 2 – 0,5; 3 – 1; 4 – 2; б) 5 – 3; 6 – 4; 7 – 5; 8 – 6; 9 – 7,  $h = 250$  мм,  $n_1 = 12$  шт

При скорости газопылевого потока на входе в устройство от 3 до 7 м/с можно выделить 3 диапазона размеров частиц, для которых характерны изменения эффективности устройства  $E$ : 1) до 30 мкм происходит увеличение эффективности, 2) от 30 до 70 мкм происходит снижение эффективности, 3) более 70 мкм эффективность возрастает. При размере частиц до 30 мкм эффективность сепаратора в среднем составляет 73,4, 77,1, 81,1, 82,2 и 82,4% при входной скорости равной 3, 4, 5, 6 и 7 м/с соответственно. Для второго диапазона, который соответствует размерам частиц от 30 до 70 мкм эффективность сепаратора в



среднем составляет 71,8, 65,6, 62,8, 59,8 и 58,7% при входной скорости равной 3, 4, 5, 6 и 7 м/с соответственно. Для третьего диапазона частиц размером  $a$  более 70 мкм эффективность сепарационного устройства в среднем составляет 92,3, 84,1, 77,1, 69,9 и 66,1% при входной скорости равной 3, 4, 5, 6 и 7 м/с соответственно (рис. 2.6).

Очевидно, что наиболее значимо уловить из газопылевого потока большую часть частиц, что достигается при входной скорости равной 1 м/с. Вследствие этого следующие исследования представлены при данной скорости на входе в сепаратор.

В ходе исследований также было установлено влияние высоты дугообразных элементов  $h$  на эффективность сепаратора (рис. 2.7). Увеличение количества рядов дугообразных элементов от 4 до 12 (рис. 2.8) и рост плотности частиц от 3400 до 10000 кг/м<sup>3</sup> (рис. 2.9) приводит к повышению эффективности сепарационного устройства.

Увеличение высоты дугообразных элементов  $h$  от 250 до 1000 мм приводит к снижению эффективности сепарации частиц  $E$  из газопылевого потока. Это вызвано тем, что часть частиц не успевает осесть в бункере.

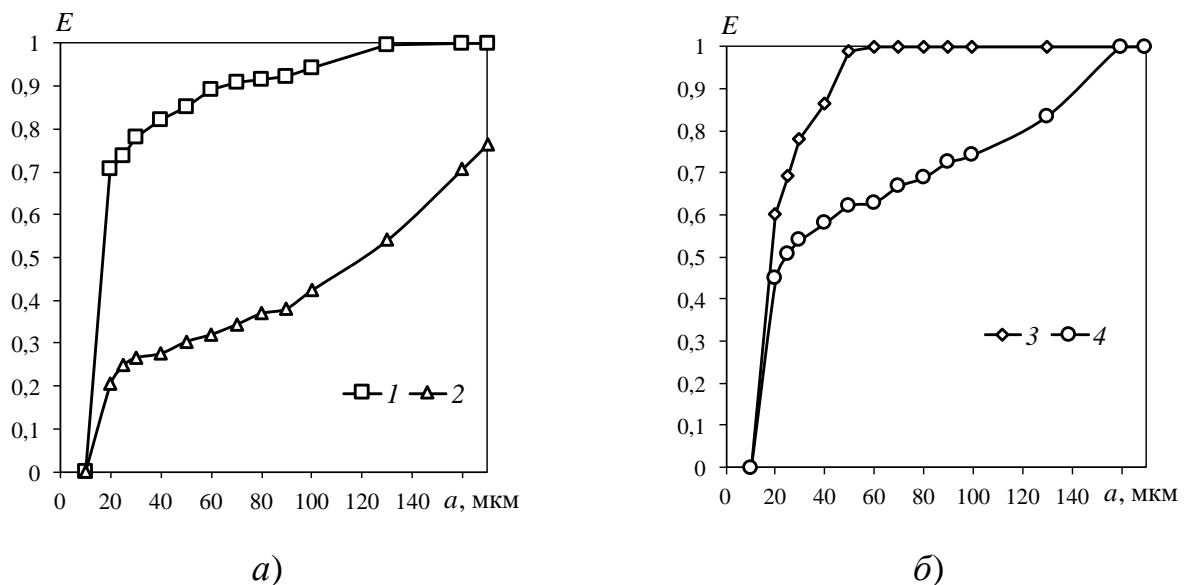


Рис. 2.7 – Зависимость эффективности пылеулавливающего устройства с *a)* четырьмя, *б)* с восьмью рядами дугообразных элементов от диаметра частиц при высоте дугообразных элементов  $h$ , мм: *a)* 1 – 250; 2 – 1000; *б)* 3 – 250; 4 – 1000

В частности, подвержены этому частицы, которые находятся в верхней части газопылевого потока на входе в сепарационное устройство. При попадании в

застойные зоны, представляющие собой небольшие циркулирующие вихри по высоте дугообразных элементов, существует вероятность вылета из них по мере седиментации в приемный бункер и возврата в структурированный поток. С другой стороны, уменьшать высоту дугообразных элементов до очень маленьких размеров невозможно вследствие конструктивных особенностей изготовления устройства с дугообразными элементами. Поэтому наиболее эффективным значением высоты сепарационных элементов  $h$  является 250 мм. Необходимо отметить, что изготовление дугообразных элементов большой длины непрактично с точки зрения прочности (рис. 2.7).

При входной скорости газопылевого потока равной 1 м/с эффективность сепарационного устройства с прямыми рядами дугообразных элементов при их количестве равным 4, 6, 8, 10 и 12 шт. для частиц размером от 20 до 100 мкм составляет в среднем 85,2, 85,3, 91,5, 91,8 и 93,1 % соответственно. При размере частиц менее 20 мкм эффективность сепаратора составляет менее 0,2 % при любом количестве рядов из диапазона от 4 до 12 шт. При размере частиц в газопылевом потоке более 100 мкм эффективность близка к 100 % (рис. 2.8).

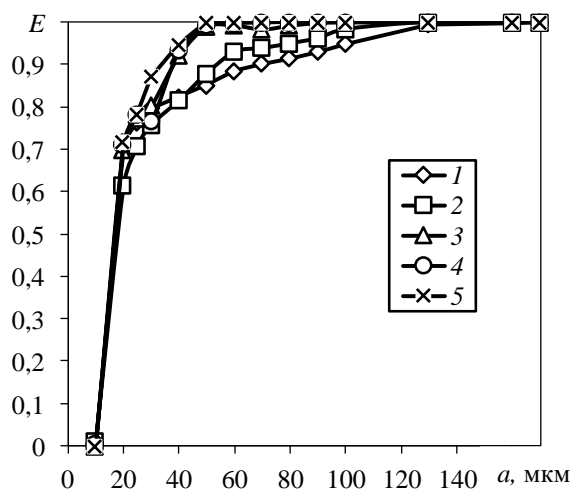


Рис. 2.8 – Зависимость эффективности сепарационного устройства от диаметра частиц при различном количестве прямых рядов дугообразных элементов  $n_1$ , шт.:

1 – 4; 2 – 6; 3 – 8; 4 – 10; 5 – 12. Высота дугообразных элементов  $h = 250$  мм, скорость газового потока на входе в устройство  $W = 1$  м/с, плотность частиц

$$\rho_a = 3400 \text{ кг/м}^3$$

Вследствие того, что большая эффективность (рис. 2.8) достигается при количестве рядов  $n_l = 12$  шт., следующая графическая иллюстрация (рис. 2.9) выполнена при данном значении этого конструктивного параметра.

При входной скорости газопылевого потока равной 1 м/с эффективность сепарационного устройства при плотности частиц в газопылевом потоке равной 3400, 7000 и 10000 кг/м<sup>3</sup> и их дисперсности менее 20 мкм составляет в среднем 0,2, 37,4 и 71,7 % соответственно. При плотности частиц 3400, 7000 и 10000 кг/м<sup>3</sup> эффективность сепаратора составляет в среднем 76,8 % (размер частиц от 20 до 40 мкм), 89,8 % (размер частиц от 20 до 30 мкм) и 93,6 % соответственно. При большем размере частиц эффективность сепарационного устройства близка к 100 % (рис. 2.7).

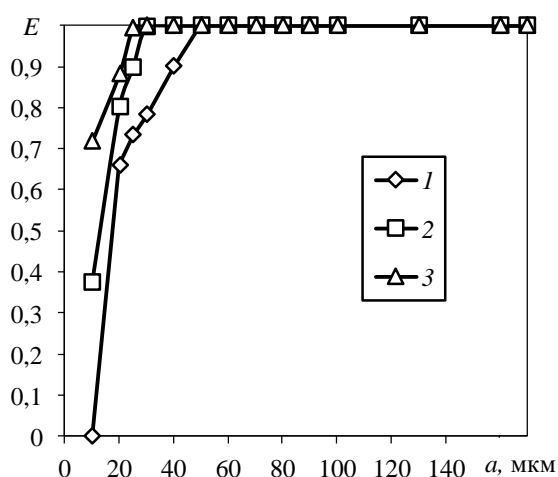


Рис. 2.9 – Зависимость эффективности сепарационного устройства с прямыми дугообразными элементами от диаметра частиц при их различной плотности  $\rho_a$ , кг/м<sup>3</sup>: 1 – 3400; 2 – 7000; 3 – 10000. Высота дугообразных элементов  $h = 250$  мм, скорость газового потока на входе в устройство  $W = 1$  м/с, количество рядов элементов  $n_l = 12$

Гидравлическое сопротивление сепарационного устройства определяли по уравнению (2.3), повышается с ростом входной скорости газопылевого потока и с увеличением количества рядов дугообразных элементов. При входной скорости газопылевого потока равной 1, 4 и 7 м/с потери давления в сепарационном устройстве при количестве рядов дугообразных элементов 4 – 12 шт. составляют

от 45,5 до 95,4, от 740,8 до 1514,4 и от 2244,8 до 4652,1 Па соответственно. При этом было установлено, что перепад давления в сепарационном устройстве с дугообразными элементами составляет не более 380 Па при входной скорости газопылевого потока до 2 м/с (рис. 2.10).

$$\Delta p = p_{\text{in}} - p_{\text{out}} \quad (2.3)$$

Учитывая, что потери давления  $\Delta p$  с увеличением числа рядов дугообразных элементов от 4 до 12 шт. при входной скорости газопылевого потока 1 м/с возрастают незначительно (до 110,9 Па), то эффективным количеством рядов будем считать 12 штук.

При входной скорости газопылевого потока 1 м/с и количестве рядов дугообразных элементов  $n_l$  от 4 до 12 потери давления  $\Delta p$  изменяются от 45,5 до 95,4 и от 53,4 до 110,9 Па при высоте элементов  $h$  равной 250 и 1000 мм соответственно (рис. 2.11).

Также было рассмотрено влияние размеров сепарационной решетки на эффективность улавливания твердых частиц (рис. 2.12). При проведении данного исследования было выделено три линейных размера сепарационной решетки: ее высота  $h_{\text{гр}}$ , высота верхней части  $h_1$ , в которой проделаны прорезы для вставки дугообразных элементов, высота нижней части  $h_2$ , характеризующая расстояние между концом дугообразных элементов и условным бункером (рис. 2.9).

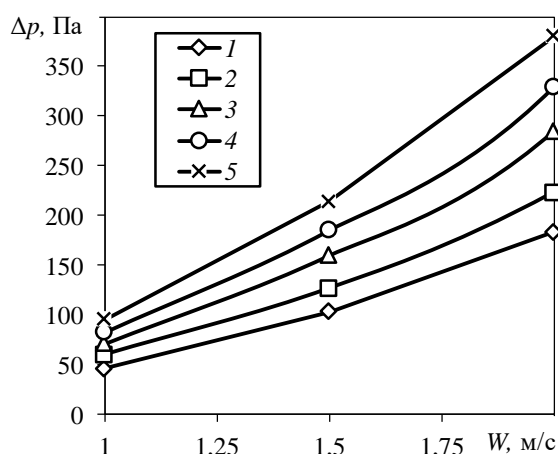


Рис. 2.10 – Зависимость потери давления в сепарационном устройстве от скорости газа на входе в него при различном количестве прямых рядов дугообразных элементов  $n_l$ : 1 – 4; 2 – 6; 3 – 8; 4 – 10; 5 – 12

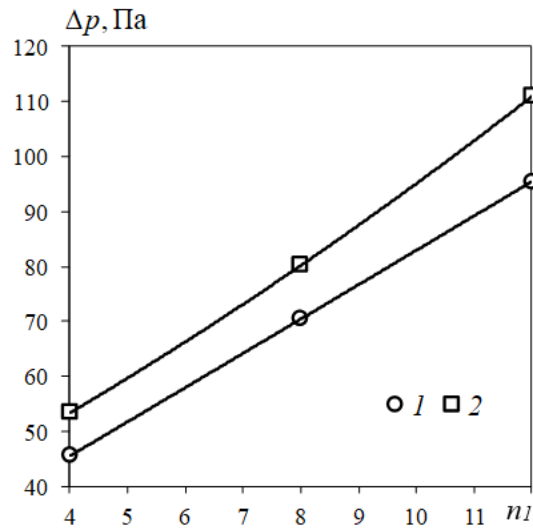


Рис. 2.11 – Зависимость перепада давления в пылеулавливающем устройстве от количества рядов дугообразных элементов  $n_1$  при различной их высоте  $h$ , мм:

1 – 250; 2 – 1000,  $W = 1$  м/с

Для установления влияния данных линейных размеров на эффективность улавливания частиц в сепарационном устройстве часть из них принималась постоянной, другая – варьировалась в определенном диапазоне.

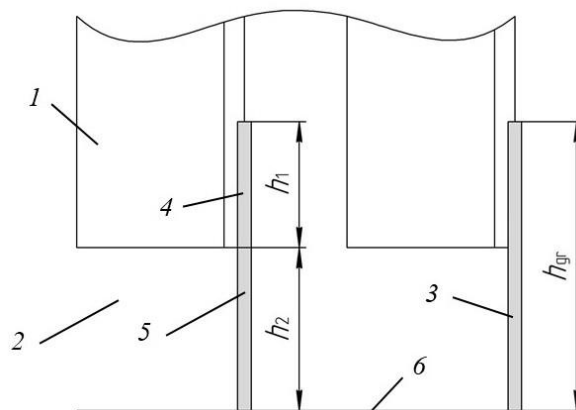


Рис. 2.12 – Вид слева на сепарационную решетку (в разрезе): 1 – дугообразные элементы; 2 – продольная пластина решетки; 3 – поперечная пластина решетки; 4 – верхняя часть решетки; 5 – нижняя часть решетки; 6 – бункер;  $h_{gr}$  – высота сепарационной решетки,  $h_1$ ,  $h_2$  – высота верхней и нижней частей сепарационной решетки

Базовые размеры сепарационной решетки:  $h_{gr} = 100$  мм,  $h_1 = 10$  мм и  $h_2 = 90$  мм. В ходе исследований было рассмотрено три случая исполнения решетки:

1. высота  $h_1$  увеличивалась от 10 до 60 мм, высота  $h_2$  уменьшалась от 90 до 40 мм, высота  $h_{gr}$  оставалась постоянной;
2. высота  $h_1$  увеличивалась от 10 до 60 мм, высота  $h_2$  оставалась постоянной, высота  $h_{gr}$  увеличивалась от 100 до 150 мм;
3. высота  $h_1$  увеличивалась от 10 до 110 мм, высота  $h_2$  уменьшалась от 90 до 40 мм, высота  $h_{gr}$  увеличивалась от 100 до 150 мм.

Результаты исследований показали, что наличие сепарационной решетки в устройстве обеспечивает повышение эффективности улавливания частиц, т.к. в большей мере она блокирует восходящие паразитные потоки газа. Также было установлено, что вставка дугообразных элементов в прорези, сделанные в продольных пластинах решетки, помимо увеличения прочностных характеристик конструкции сепарационного устройства способствует повышению его эффективности. Так, с увеличением глубины погружения дугообразных элементов в сепарационную решетку увеличивается эффективность улавливания частиц. При исследовании 3 случаев, описанных выше, было установлено, что в среднем эффективность сепарационного устройства для частиц размером от 10 до 170 мкм составляет 88,6 %. При этом для 1-ого, 2-ого и 3-ого случая эффективность устройства в среднем составляет 87,7, 88,8 и 89,5 % соответственно.

Изменение высоты верхней части  $h_1$  сепарационной решетки в большую сторону приводило к увеличению высоты погружения дугообразных элементов (согласно 1-ому случаю) в решетку. Учитывая, что при течении газопылевого потока застойные зоны образуются внутри дугообразных элементов и непосредственно за ними по их высоте, по которым частицы опускаются и оседают в бункер, соответственно, также увеличивается эффективность улавливания частиц сепарационным устройством, т.к. вероятность уноса частиц из области между концом дугообразных элементов и дном устройства, характеризующаяся размером  $h_2$ , уменьшалась. Однако, при достижении высоты

верхней части  $h_1$  сепарационной решетки равной 30 мм (иными словами, при  $h_1/h_2 = 3/7$ ) дальнейшее ее увеличение приводило к изменению эффективности улавливания частиц устройством незначительно. Эффективность сепарационного устройства с дугообразными элементами составляла в среднем 86,2, 86,9, 88,3, 88,4, 88,2, 88,4% при высоте верхней части  $h_1$  решетки 10, 20, 30, 40, 50 и 60 мм соответственно. Рассмотрение отдельного диапазона частиц от 10 до 50 мкм, для которого эффективность  $E$  постепенно повышается от 0 до близкой к 100%, показывает, что при высоте верхней части  $h_1$  решетки равной 10, 20, 30, 40, 50 и 60 мм эффективность устройства  $E$  составляла в среднем 67,9, 69,6, 72,7, 73,1, 72,5 и 72,9% соответственно (рис. 2.13).

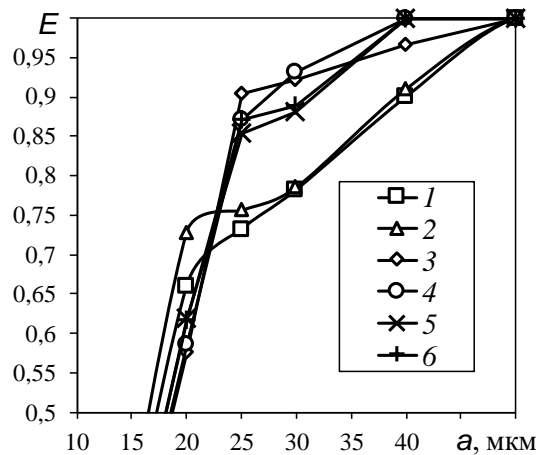


Рис. 2.13 – Эффективность сепарационного устройства от диаметра частиц при различной высоте верхней части решетки  $h_1$ , мм: 1 – 10; 2 – 20; 3 – 30; 4 – 40; 5 – 50; 6 – 60

При исследовании 2-ого случая изменение конструктивных размеров сепарационной решетки приводило также к увеличению высоты дугообразных элементов аналогично 1-ому случаю (рис. 2.14), но область между концом дугообразных элементов и дном устройства, характеризующаяся размером  $h_2$ , оставалась постоянной. Визуально видно, что эффективность сепарационного устройства повышается с ростом параметров  $h_1$  и  $h_{gr}$  при  $h_2 = \text{const}$ . Иными словами, увеличение высоты застойных зон способствует росту эффективности устройства. В среднем степень улавливания частиц размером от 10 до 170 мкм сепарационным

устройством с дугообразными элементами для кривых 1, 2, 3, 4, 5 и 6 на рис. 2.14 составляет 86,2, 88,6, 88,8, 89,9, 89,3 и 89,9% соответственно. Рассмотрение отдельного диапазона частиц от 10 до 50 мкм, для которого эффективность  $E$  постепенно повышается от 0 до близкой к 100%, показывает, что для кривых 1, 2, 3, 4, 5 и 6 на рис. 2.14 эффективность  $E$  составляла в среднем 67,9, 73,5, 74,1, 76,5, 75,2 и 76,6% соответственно.

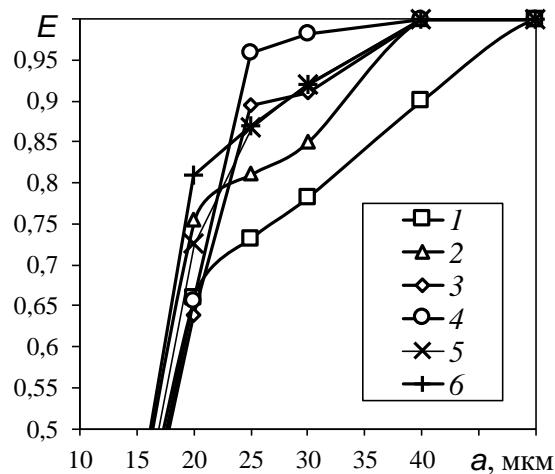


Рис. 2.14 – Эффективность сепарационного устройства с дугообразными элементами от диаметра частиц при высоте верхней части решетки  $h_1$  и ее полной высоте  $h_{gr}$ , мм: 1 –  $h_1 = 10$ ,  $h_{gr} = 100$ ; 2 –  $h_1 = 20$ ,  $h_{gr} = 110$ ; 3 –  $h_1 = 30$ ,  $h_{gr} = 120$ ; 4 –  $h_1 = 40$ ,  $h_{gr} = 130$ ; 5 –  $h_1 = 50$ ,  $h_{gr} = 140$ ; 6 –  $h_1 = 60$ ,  $h_{gr} = 150$

Сравнение результатов на рис. 2.13 и рис. 2.14 показывает, что эффективность улавливания частиц сепарационным устройством с дугообразными элементами в среднем различается на 2,5%. На основе этого можно сделать вывод, что для роста эффективности  $E$  необходимо стремиться к большему погружению дугообразных элементов в сепарационную решетку, т.к. это способствует увеличению высоты застойных зон, т.е. каналов, по которым отсепарированные частицы из запыленного потока газа падают в бункер.

В ходе серии исследований, отнесенных к 3-ому случаю (рис. 2.15), шаг погружения дугообразных элементов в сепарационную решетку составлял 20 мм, т.е. вдвое больше, чем при исследованиях, отнесенных к 1-ому (рис. 2.10) и 2-ому (рис. 2.14) случаям. Соответственно, эффективность сепарационного



устройства с дугообразными элементами возросла. В среднем степень улавливания частиц размером от 10 до 170 мкм устройством для кривых 1, 2, 3, 4, 5 и 6 на рис. 2.15 составляет 86,2, 87,1, 90,4, 90,9, 90,8 и 91,3% соответственно.

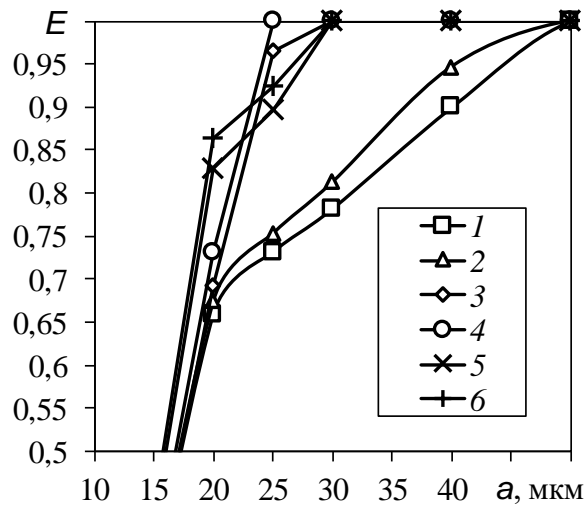


Рис. 2.15 – Эффективность сепарационного устройства от диаметра частиц при высоте верхней части решетки  $h_1$ , высоте нижней части решетки  $h_2$  и ее полной высоте  $h_{gr}$ , мм: 1 –  $h_1 = 10$ ,  $h_2 = 90$  и  $h_{gr} = 100$ ; 2 –  $h_1 = 30$ ,  $h_2 = 80$  и  $h_{gr} = 110$ ; 3 –  $h_1 = 50$ ,  $h_2 = 70$  и  $h_{gr} = 120$ ; 4 –  $h_1 = 70$ ,  $h_2 = 60$  и  $h_{gr} = 130$ ; 5 –  $h_1 = 90$ ,  $h_2 = 50$  и  $h_{gr} = 140$ ; 6 –  $h_1 = 110$ ,  $h_2 = 40$  и  $h_{gr} = 150$

Рассмотрение отдельного диапазона частиц от 10 до 50 мкм, для которого эффективность  $E$  постепенно повышается от 0 до близкой к 100 %, показывает, что для кривых 1, 2, 3, 4, 5 и 6 на рисунке 5 эффективность  $E$  составляла в среднем 67,9, 75,1, 77,6, 78,8, 78,7 и 79,8% соответственно. Можно отметить, что для 3-6 кривых эффективность устройства практически одинакова, т.е. максимально высокая эффективность устройства достигается при отношении верхней части сепарационной решетки  $h_1$  к нижней части  $h_2$  равной 5/7 и выше (рис. 2.15).

В дальнейшем модель сепарационного устройства была доработана путем добавления пространства между нижней частью сепарационной решетки и дном (рис. 2.17, а), позволяющее уменьшить искусственные восходящие потоки, образованные при развороте нисходящего потока газа после его контакта со дном устройства (рис. 2.16).

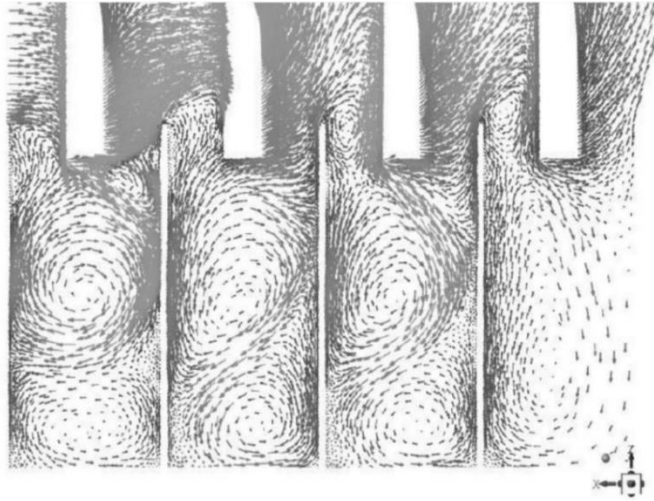


Рис. 2.16 – Образование восходящих потоков газа в нижней части сепарационной решетки

В дополнении было проведено сравнение различных сепарационных решеток: сотовая решетка из продольных и поперечных пластин (рис. 2.17, *а*) и решетка из продольных и поперечных пластин со сплошным перфорированным дном (рис. 2.17, *в*). В ходе численных исследований они сравнивались с ранее предложенной конструкцией, включающая сепарационную решетку из продольных и поперечных V-образных пластин (рис. 2.17, *б*).

С точки зрения конструктивного оформления сепарационной решетки наиболее эффективна решетка из продольных и поперечных V-образных пластин (рис. 2.17, *б*) – эффективность составляет в среднем 88,6 % (рис. 2.18). С одной стороны, соседние V-образные пластины (между вершинами которых формируются сужающиеся сверху вниз каналы) являются направляющими для отведения сепарированных из газопылевого потока частиц в бункер устройства. С другой стороны, при применении V-образных пластин исключается образование «мертвых» зон, в которых могут удерживаться частицы, что могло бы приводить к уносу частиц из устройства или забиванию сепарационной решетки в целом. Кроме того, в каналах между V-образными пластинами создается значимое лобовое сопротивление движению «паразитного» восходящего потока газа.

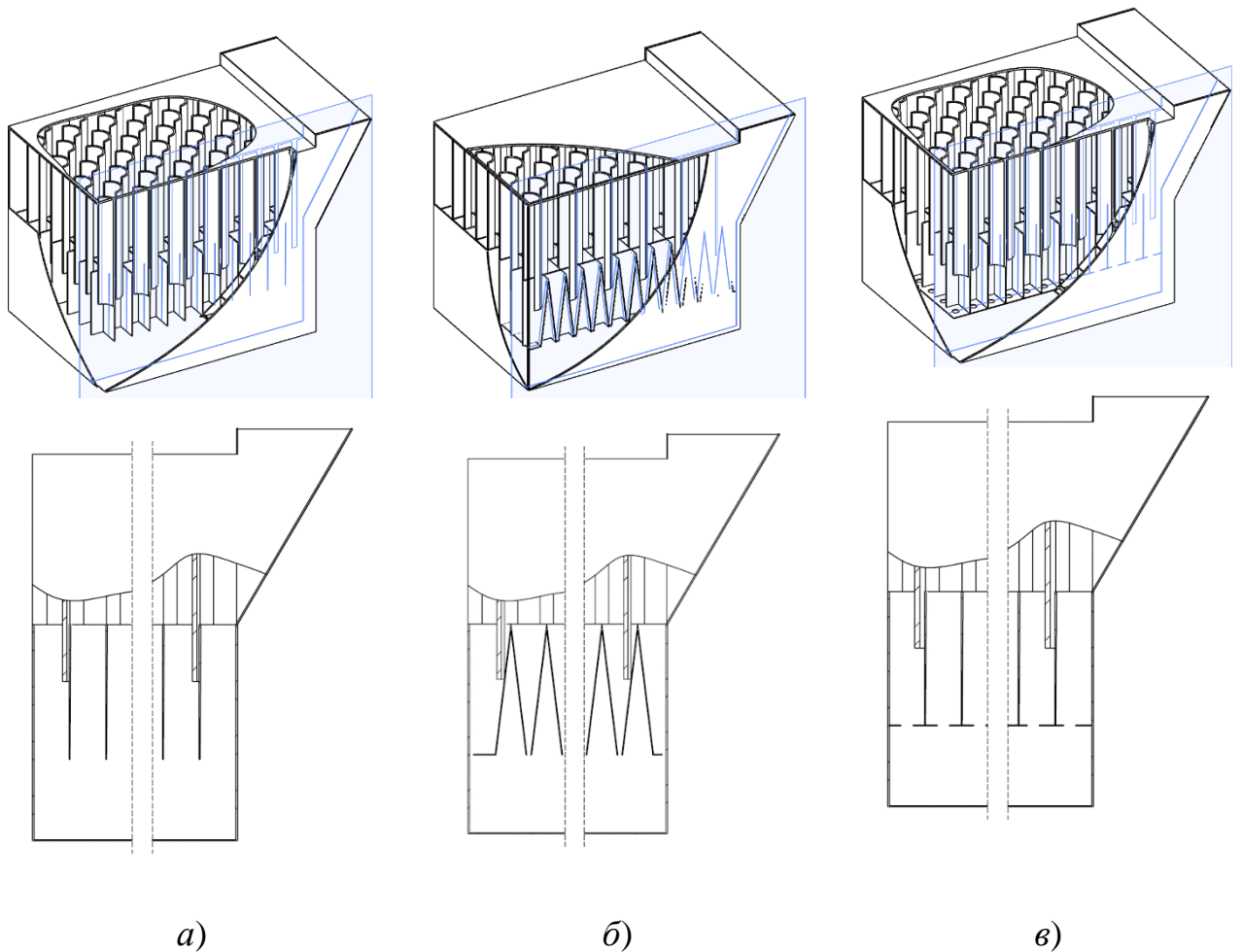


Рис. 2.17 – Схемы сепарационных решеток (продольный разрез): *а*) – сотовая из продольных и поперечных пластин; *б*) – из продольных и поперечных V-образных пластин; *в*) – из продольных и поперечных пластин с перфорированным дном

Применением сепарационной решетки из продольных и поперечных пластин с перфорированным дном (рис. 2.17, *в*) также обеспечивается высокая эффективность сепарационного устройства – в среднем 88,5 % (рис. 2.18). Днищем с отверстиями перекрывается большая часть проходного сечения в нижней части сепарационной решетки, поэтому исключается формирование нисходящего потока. Отверстиями небольшого диаметра в днище сепарационной решетки (рис. 2.17, *в*) обеспечивается та же ключевая функция, что и каналами между соседними V-образными пластинами (рис. 2.17, *б*), а именно – перекрывается часть сечения для прохода газа с частицами для разрушения «паразитного» восходящего потока. Однако недостатком сепарационной решетки из продольных и поперечных

пластин с перфорированным дном является формирование множества «мертвых» зон (например, на стыках дугообразных элементов и поверхности дна без отверстий), в которых с большой вероятностью будут скапливаться частицы.

При применении сотовой сепарационной решетки (рис. 2.17, *a*) эффективность сепарационного устройства наименьшая – в среднем 65,6 % (рис. 2.18).

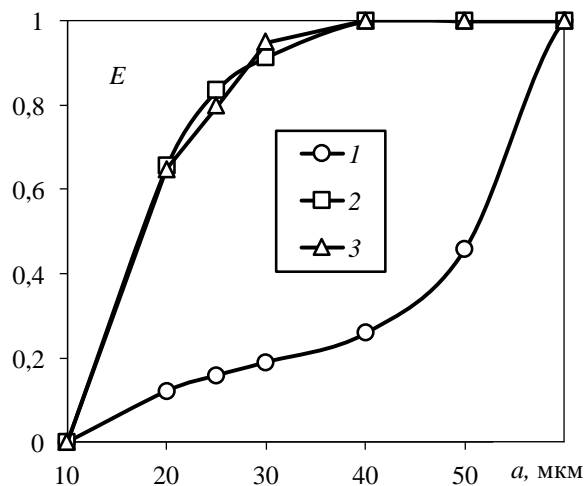


Рис. 2.18 – Зависимость эффективности улавливания твердых частиц сепарационным устройством с дугообразными элементами от диаметра частиц: 1 – сотовая из продольных и поперечных пластин; 2 – из продольных и поперечных V-образных пластин; 3 – из продольных и поперечных пластин с перфорированным дном

Сепарационная решетка является открытой снизу, поэтому нет препятствий формированию нисходящего потока газа в области первых рядов дугообразных элементов и восходящего потока газа в области последних рядов дугообразных элементов. По мере огибания восходящим потоком газа сепарационной решетки снизу подхватываются и уносятся сепарированные частицы, падающие в бункер.

Каждому из 12 рядов дугообразных элементов в устройстве соответствует ряд ячеек сепарационной решетки (так называемых сот), через которые возможно прохождение как нисходящего потока, так и восходящего потока. В ходе исследования распределения потоков газа по данным ячейкам было установлено: основной нисходящий поток газа проходит через 1-й, 2-й, 3-й ряды ячеек;

восходящий поток газа более выражен в 10-м, 11-м, 12-м рядах ячеек; через 4–9-й ряды ячеек сепарационной решетки нисходящие и восходящие потоки газа – минимальны (рис. 2.19).

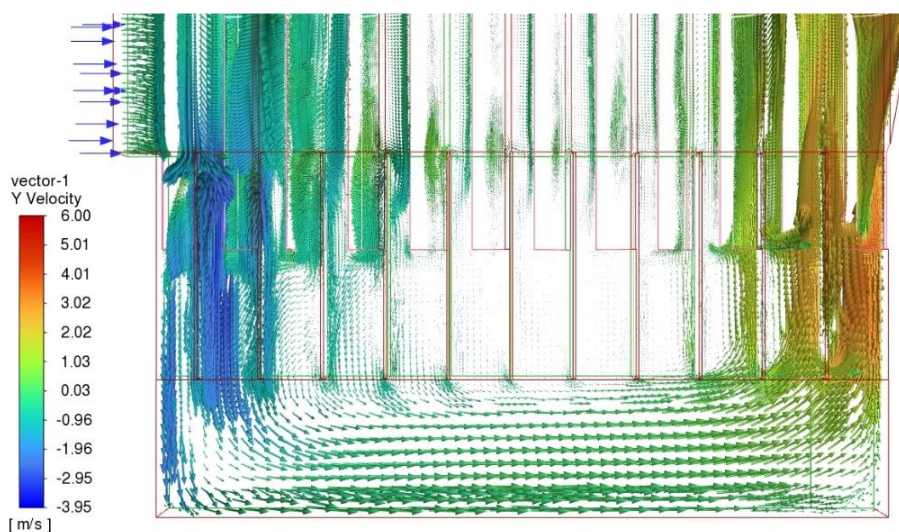


Рис. 2.19 – Формирование нисходящих и восходящих потоков через соты сепарационной решетки

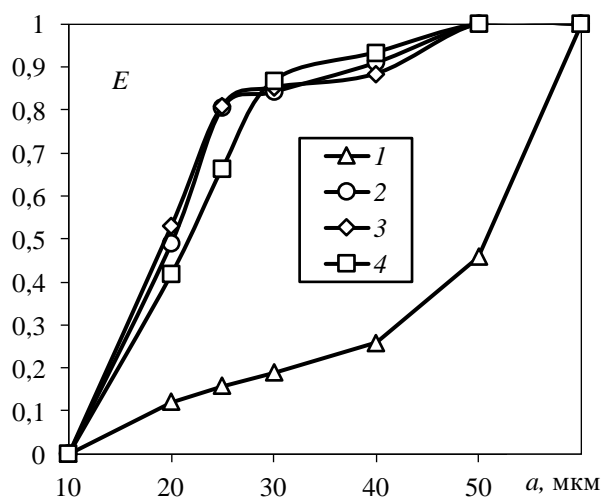


Рис. 2.20 – Зависимость эффективности улавливания твердых частиц сепарационным устройством с дугообразными элементами и сотовой решеткой от диаметра частиц при перекрытии определенных рядов квадратных выходных ячеек: 1 – все ячейки открыты (рис. 2.17, а); 2 – 1-й, 12-й ряды перекрыты; 3 – 1-й, 11-й, 12-й ряды перекрыты; 4 – 1-й, 2-й, 11-й, 12-й ряды перекрыты

С целью разрушения паразитных нисходящих и восходящих потоков в нижней части сепарационных решеток некоторые полости были перекрыты

прямыми пластинами, приваренными к поперечным пластинам (аналогично пластинам, приваренным к первой и последней V-образным пластинам решетки на рис. 2.17, б). При этом во избежание забивания полостей частицами предусмотрены щели размером до 10 мм.

По результатам моделирования выявлено, что перекрытием ячеек 1-го, 2-го, 11-го, 12-го рядов обеспечивается разрушение основных нисходящих и восходящих потоков, при этом эффективность устройства возрастает в 1,3 раза. Также установлено, что для значимого увеличения эффективности необходимо перекрытие (как минимум) 1-го и 12-го рядов.

В случае применения сепарационной решетки из V-образных пластин, как отмечалось выше, восходящие «паразитные» потоки практически не формируются (рис. 2.21).

Гидравлическое сопротивление сепарационного устройства с дугообразными элементами при входной скорости газопылевого потока 1 м/с при применении сотовой сепарационной решетки из продольных и поперечных пластин составляет 57,2 Па, при применении решетки из продольных и поперечных V-образных пластин – 43,9 Па, при применении решетки из продольных и поперечных пластин с перфорированным дном – 94,5 Па.

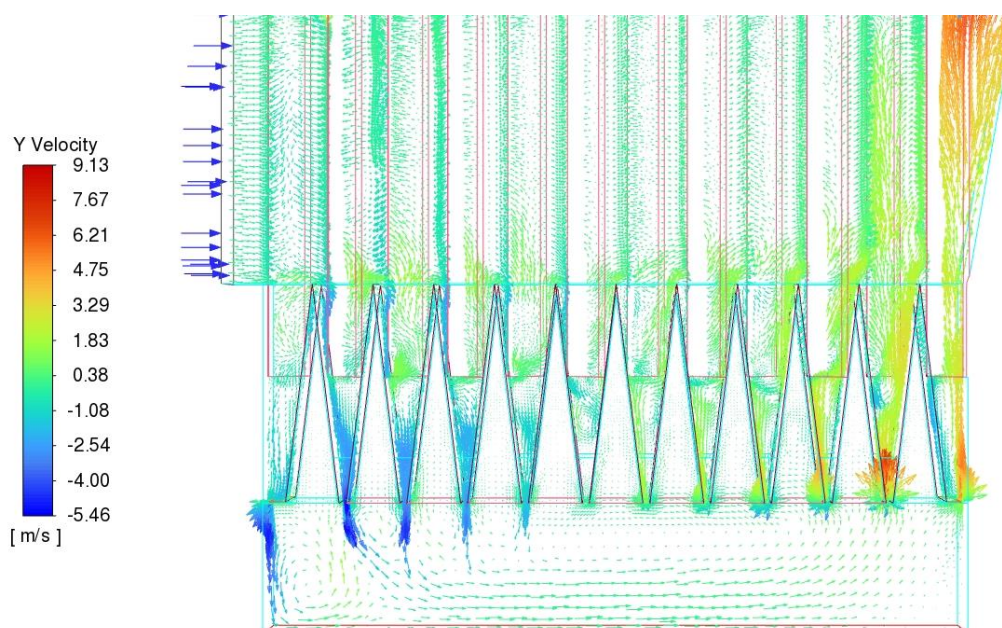


Рис. 2.21 – Формирование нисходящих и восходящих потоков через отверстия, образованные V-образными пластинами



Эффективность сепарационного устройства с дугообразными элементами при применении сотовой сепарационной решетки в зависимости от перекрытия ячеек (рис. 2.20) составляет в среднем 65,6 % (все ячейки открыты); 86,1 % (1 - й и 12-й ряды ячеек закрыты); 86,2 % (1-й, 11-й и 12-й ряды ячеек закрыты); 84,9 % (1-й, 2-й, 11-й и 12-й ряды ячеек закрыты).

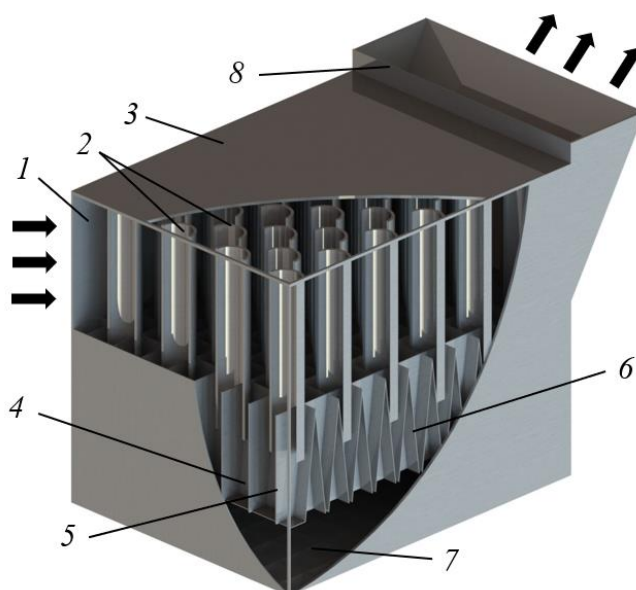


Рис. 2.22 – Трехмерная модель сепарационного устройства с дугообразными элементами (вид с местными разрезами): 1 – входной патрубок; 2 – дугообразные элементы; 3 – корпус; 4 – сепарационная решетка; 5 – продольные пластины; 6 – поперечные V-образные пластины; 7 – бункер; 8 – выходной патрубок

Таким образом, паразитный восходящий поток газа в нижней части сепарационного устройства с дугообразными элементами существенно влияет на эффективность улавливания частиц. Установкой сепарационной решетки в корпусе устройства в большой мере нивелируются паразитные нисходящие и восходящие потоки, что обеспечивает значительное увеличение эффективности устройства. Однако при этом необходим рациональный выбор конструкции сепарационной решетки, обеспечивающей как эффективное ссыпание уловленных частиц в бункер

устройства (без образования «мертвых» зон, в которых могут скапливаться частицы), так и создание сопротивления движению восходящего потока газа.

Далее к конструкции сепарационного устройства (рис. 2.22) был добавлен вытянутый сужающийся бункер (рис. 2.1).

На основе проведенных исследований для дальнейших исследований была выбрана конструкция сепарационного устройства с V-образными пластинами (рис. 2.22), т.к. они обеспечивают более эффективное ссыпание уловленных частиц катализатора в бункер относительно иных сепарационных решеток. Также практически исключаются застойные зоны, в которых может накапливаться уловленный материал [77, 78].

### 2.3 Описание проведения экспериментальных исследований

Экспериментальная установка с исследуемым сепарационным устройством и ее схема представлены на рис. 2.23. Основными ее элементами являются корпус реактора 1, содержащий сепарационное устройство с дугообразными элементами 2, вентилятор 3 для нагнетания воздуха, ресивер 4 для изменения расхода воздуха, расходомер на базе сопла Вентури 5, фильтр тонкой очистки 6, инфузионный шприцевой насос ВЭДА-5 7, измерительные устройства (дифференциальные манометры и весы 8) и вычислительное устройство 9.

Для проведения экспериментальных исследований сепарационное устройство с дугообразными элементами 2 было изготовлено путем его поэлементного печати на 3D принтере из пластика PLA. Для организации равномерной подачи запыленного воздуха в сепарационное устройство 2, оно размещалось непосредственно у стенки модуля 1. В отличие от представленной модели сепарационного устройства на рис. 2.1 для текущих исследований использовалась модель с видоизменным коническим угловым бункером, который приобрел наклонную сужающую форму (рис. 2.23), что позволило эффективнее извлекать уловленные частицы из него после проведения экспериментов.

Основные геометрические параметры экспериментальной установки и их значения представлены в таблице 2.1. Характерные размеры исследуемого



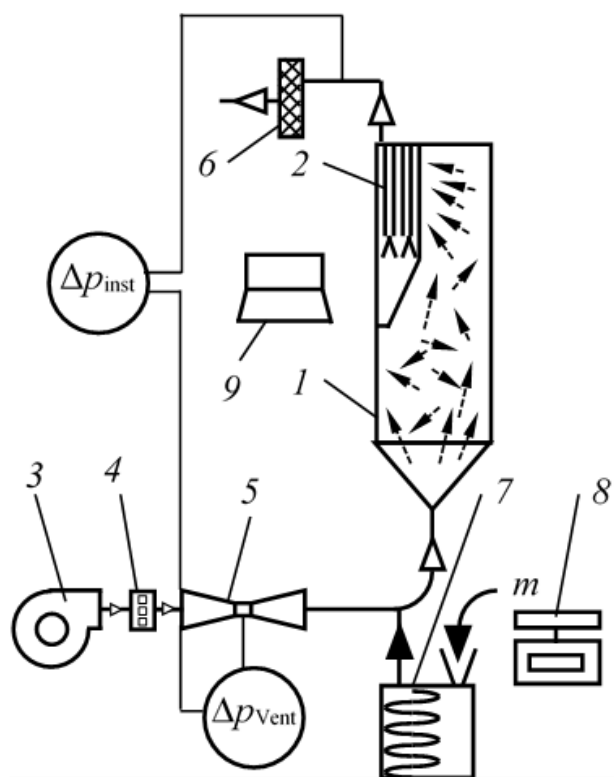
сепарационного устройства с дугообразными элементами представлены на рис. 2.24. Их числовые значения представлены в таблице 2.2.



a)



b)



c)

Рис. 2.23 – a) Экспериментальная установка; b) Блочная часть сепарационной установки, состоящая из рядов дугообразных элементов, вставленных в сепарационную решетку; c) Схема экспериментальной установки:

1 – лабораторный модуль; 2 - сепарационное устройство с дугообразными элементами; 3 - вентилятор; 4 - ресивер; 5 – расходомер на базе сопла Вентури; 6 - фильтр тонкой очистки; 7 – инфузионный шприцевой насос ВЭДА-5; 8 – весы; 9 – вычислительное устройство;  $\Delta p_{Vent}$  - прибор для измерения перепада давлений в расходомере на базе сопла Вентури;  $\Delta p_{inst}$  – прибор для измерения потери давления в экспериментальной установке

Таблица 2.1 – Основные размеры экспериментальной установки

Параметр	Значение
Длина расходомера на базе сопла Вентури, мм	560
Диаметр широкой части расходомера на базе сопла Вентури, мм	80
Диаметр узкой части расходомера на базе сопла Вентури, мм	35,8
Высота лабораторного модуля, мм	600
Проходное сечение лабораторного модуля, мм	186×193

Таблица 2.2 – Геометрические размеры сепарационного устройства с дугообразными элементами

Параметр	Обозначение	Значение
Диаметр средней линии дугообразных элементов	$d$ , мм	20
Толщина дугообразных элементов	$\delta$ , мм	2
Высота дугообразных элементов	$h$ , мм	105
Высота сепарационного устройства	$H$ , мм	334
Высота прямоугольной части корпуса	$h_r$ , мм	235
Высота прорезей в дугообразных элементах	$h_p$ , мм	30
Угол расширения выходного отверстия	$\alpha$	10°
Глубина сепарационного устройства	$c_r$ , мм	90
Глубина донной части бункера	$b_d$ , мм	6
Толщина пластин сепарационной решетки	$\delta_p$ , мм	2
Ширина входного отверстия	$b$ , мм	160
Расстояние между рядами дугообразных элементов	$l_l$ , мм	17,3
Глубина верхней части выходного отверстия	$c_b$ , мм	14,5
Расстояние от входа до первого ряда элементов	$l_0$ , мм	10
Ширина широкой пластины	$p_w$ , мм	17,3
Ширина узкой пластины	$p_n$ , мм	10
Расстояние между пластинами	$p$ , мм	53
Расстояние между V – образными пластинами	$s$ , мм	17,3
Угол между образующих V – образных пластин	$\varphi$	13,4°
Высота V – образных пластин	$h_v$ , мм	50
*Толщина всех остальных стенок сепарационного устройства – 2 мм		

Расходомер на базе сопла Вентури 5 (рис. 2.23) был изготовлен также по средствам поэлементной печати на 3D принтере. Расчет его геометрических параметров проводился по ГОСТ 8.586.4-2005. Поверка метрологических характеристик и пригодность расходомера на базе сопла Вентури 5 для измерения расхода воздуха была проведена в Государственном региональном центре стандартизации метрологии и испытаний в Республике Татарстан (ФБУ «ЦСМ Татарстан»), которая показала, что наибольшее относительное расчетное значение расхода воздуха от заданного расхода не превысило (по модулю)  $\pm 8\%$  (таблица 2.4).

Для измерения статического давления расходомер в широкой и узкой частях имел кольцевую камеру с патрубками для подключения дифференциальных манометров, внутри нее на стенках цилиндрической трубы с заданным шагом были проделаны отверстия для отбора давления.

При проведении исследований воздух из окружающей среды подавался в нижнюю часть корпуса лабораторного модуля 1, имеющего коническое днище (рис. 2.23), вентилятором 3. По мере своего поступления в модуль воздух проходил через ресивер 4, имеющий 8 прямоугольных отверстий с возможностью их закрытия, который позволял регулировать расход воздуха и через расходомер на базе сопла Вентури 5, в широкой и узкой частях которого измерялся перепад давления  $\Delta p_{Vent}$  с помощью дифференциального манометра testo 510i. Для создания запыленного воздуха непосредственно перед лабораторным модулем в линию установки вводился катализатор ИМ-2201 по средствам инфузионного шприцевого насоса ВЭДА-5 7. Далее запыленная среда поднималась в лабораторном модуле 1 до сепарационного устройства с дугообразными элементами 2, в который входила через его прямоугольное входное сечение, расположенное в верхней части лабораторного модуля 1.

При прохождении запыленного воздуха через сепарационное устройство 2 уловленные частицы катализатора ИМ-2201 (рис. 2.25) оседали в его бункере, оставшиеся частицы в воздухе улавливались в фильтре тонкой очистки 6, после чего очищенный воздух выходил в окружающую среду. Измерение потери давления  $\Delta p_{inst}$  в экспериментальной установке осуществлялось на основе измерения статических давлений в двух точках: до расходомера на базе сопла Вентури 5 и непосредственно после сепарационного устройства 2 с помощью дифференциального манометра testo 510i. Числовые значения измеряемых параметров в режиме реального времени каждую секунду подавались в вычислительное устройство 9 по средствам беспроводной связи Bluetooth.

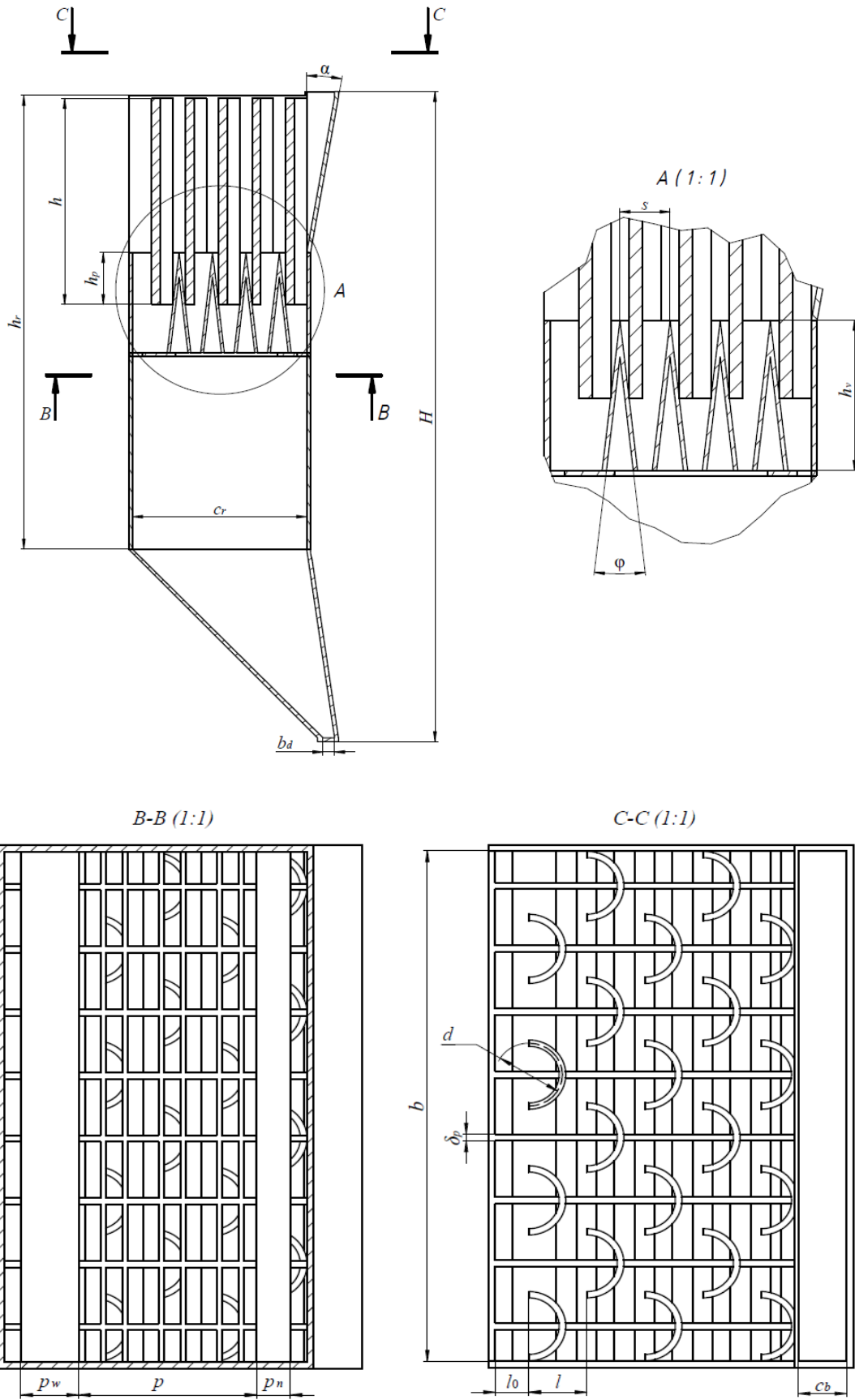


Рис. 2.24 – Характерные размеры сепарационного устройства с дугообразными элементами



Рис. 2.25 – Катализатор

Проведение экспериментальных исследований состояло из серии опытов. В ходе каждого, из которых изменялась скорость движения воздуха в установке по средствам открытия и закрытия отверстий в ресивере 4. Каждый опыт состоял из двух основных этапов: 1. Установление квазистационарного течения воздуха в экспериментальной установке (выход на постоянный режим), который определялся по измерению потери давления  $\Delta p_{inst}$  в ней (около 10 с). 2. Ввод катализатора ИМ – 2201 в экспериментальную установку. Введение порошка осуществлялось при ускоренной подачи инфузионным шприцевым насосом ВЭДА-5, расход которого составлял 200 мл/ч. При вводимой массе катализатора 3,75-14,42 г продолжительность его подачи составляла 40,86-259,56 с. Подробные данные о подаче катализатора в экспериментальную установку представлены в таблице 2.3.

Таблица 2.3 – Данные о подаче катализатора ИМ-2201 в экспериментальную установку

Параметр	Значение					
	Опыт № 1	Опыт № 2	Опыт № 3	Опыт № 4	Опыт № 5	Опыт № 6
Масса катализатора до опыта $m_2$ , г	12,84	3,75	2,27	14,42	11,41	14,26
Продолжительность подачи $\tau$ , с	231,12	67,5	40,86	259,56	205,38	256,68
Объемный расход насоса ВЭДА-5, мл/ч	200					

После окончания проведения каждого опыта сепарационное устройство с дугообразными элементами 2 вынималось из лабораторного модуля 1 и из бункера извлекался уловленный катализатор. Определение массы катализатора ИМ – 2201 до ввода в экспериментальную установка и после проведения опытов осуществлялось сверхточными цифровыми весами Digital Scale Professional - mini. Подробные данные об измерительных устройствах, задействованных в исследовании, диапазоне их работы и погрешности их измерений представлены в таблице 2.4.

Таблица 2.4 – Информация об измерительных устройствах

Параметр	Наименование устройства	Диапазон работы	Погрешность
Статическое давление	Дифференциальный манометр testo 510i	90–905 Pa	±5.0% (0–100 Pa); ±3.5% (100–1000 Pa)
Масса катализатора	Digital Scale Professional - mini	0–500 g	±0.01 g
Объемный расход воздуха	Расходомер на базе сопла Вентури	16.42–389.58 m <sup>3</sup> /h	±8%

Эффективность сепарационного устройства с дугообразными элементами вычислялась на основе соотношения извлекаемой массы катализатора из бункера после каждого опыта  $m_1$ , кг и массы катализатора, вводимого в экспериментальную установку  $m_2$ , кг и:

$$E_{\text{exp}} = \frac{m_1}{m_2}. \quad (2.4)$$

Ранее в ходе поверки расходомера на базе сопла Вентури была получена расчетная формула для определения расхода воздуха по средствам измерения перепада давления  $\Delta p_{\text{Vent}}$  в нем:

$$Q = 0,00144 \Delta p_{\text{Vent}}. \quad (2.5)$$

Скорость воздуха на входе в сепарационное устройство с дугообразными элементами  $w$ , м/с рассчитывалась по формуле (2.7), которая была получена на основе уравнения сплошности среды (2.6). При расчете воздух рассматривался несжимаемой средой с плотностью  $\rho = 1,225 \text{ кг/м}^3$ , процесс стационарным.

$$\frac{\partial p}{\partial \tau} + \operatorname{div}(\rho \vec{w}) = 0. \quad (2.6)$$

$$w = \frac{Q}{F}, \quad (2.7)$$

где  $F$  – площадь входного отверстия в сепарационное устройство с дугообразными элементами,  $\text{м}^2$ .

Аналогичным образом определялась скорость на входе в расходомер на базе сопла Вентури  $w_{\text{inst}}$ ,  $\text{м/с}$ :

$$w_{\text{inst}} = \frac{4Q}{\pi d_{\text{out}}^2}, \quad (2.8)$$

где  $d_{\text{out}}$  – наружный диаметр широкой части расходомера на базе сопла Вентури,  $\text{м}^2$ .

Массовый расход частиц катализатора  $G_p$ ,  $\text{кг/с}$ , вводимого в экспериментальную установку, рассчитывался по выражению (2.9):

$$G_p = \frac{m_2}{\tau}, \quad (2.9)$$

где  $\tau$  – продолжительность подачи катализатора в установку,  $\text{с}$ .

Концентрация катализатора ИМ – 2201  $n_p$ ,  $\text{кг/м}^3$  в воздухе в экспериментальной установке оценивалась по выражению (2.10)

$$n_p = \frac{G_p}{Q}. \quad (2.10)$$

Процентное содержание катализатора ИМ – 2201  $c_p$ , % рассчитывалось по выражению (2.11):

$$c_p = \frac{m_p}{m} 100\%, \quad (2.11)$$

где  $m$  – общая масса  $1 \text{ м}^3$  воздуха.

Расчетные значения, полученные по формулам (2.5-2.11) для каждого опыта (таблица 2.5).

Дисперсность, вводимого катализатора ИМ – 2201 в экспериментальную установку была определена с помощью лазерного дифракционного анализа Malvern Mastersizer 2000. Размер частиц составлял от 1 до 208  $\mu\text{м}$  (рис. 2.26).

Таблица 2.5 – Расчетные экспериментальные параметры воздуха и частиц катализатора ИМ-2201

Параметр	Значение					
	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Опыт 4	Опыт 5	Опыт 6
Объемный расход воздуха $Q$ , м <sup>3</sup> /с	0,011	0,015	0,021	0,025	0,028	0,032
Скорость воздуха на входе в расходомер на базе сопла Вентури $w_{inst}$ , м/с	2,25	2,91	3,97	5,06	5,51	6,32
Скорость воздуха на входе в сепарационное устройство $w$ , м/с	0,87	1,12	1,53	1,95	2,12	2,43
Массовый расход катализатора $G_p$ , г/с	0,056	0,056	0,056	0,056	0,056	0,056
Концентрация катализатора в воздухе $n_p$ , г/м <sup>3</sup>	5,09	3,73	2,67	2,24	2	1,75
Процентное содержание катализатора в воздухе $c_p$ , %	0,42	0,3	0,22	0,18	0,16	0,14

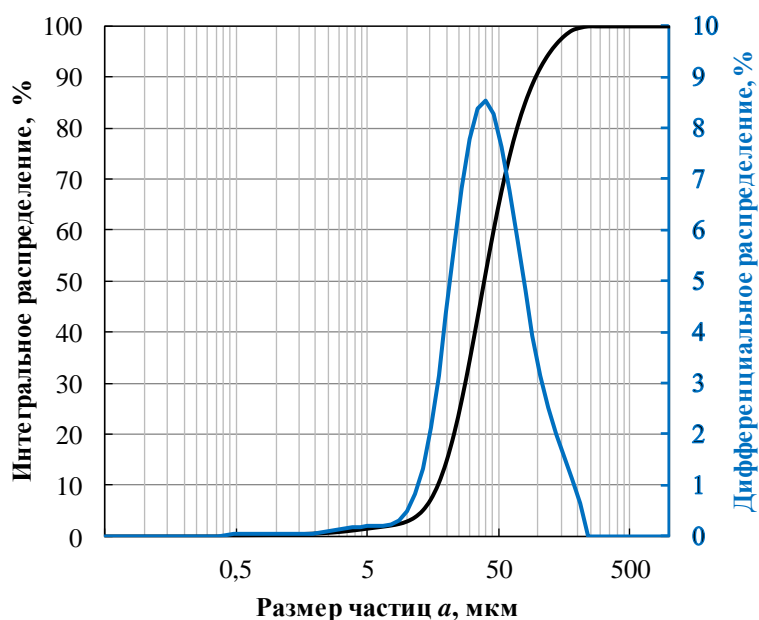


Рис. 2.26 – Кривая распределения частиц по размерам использованного катализатора ИМ – 2201



## 2.4 Описание проведения численных исследований

На первом этапе численных исследований была построена трехмерная модель экспериментальной установки, состоящая из расходомера на базе сопла Вентури и лабораторного модуля с сепарационным устройством (рис. 2.27, *а*). Представленная трехмерная модель создавалась по геометрическим размерам, представленных в таблица 2.1 и 2.2. На основе твердотельной модели была создана сеточная модель (рис. 2.27, *б*), состоящая из полиэдрических элементов. При этом осуществлялся контроль за их качеством. Максимальная асимметрия поверхностной сетки составила 0,7 при среднем значении асимметрии равным 0,038. Минимальное ортогональное качество элементов объемной сетки составило 0,15.

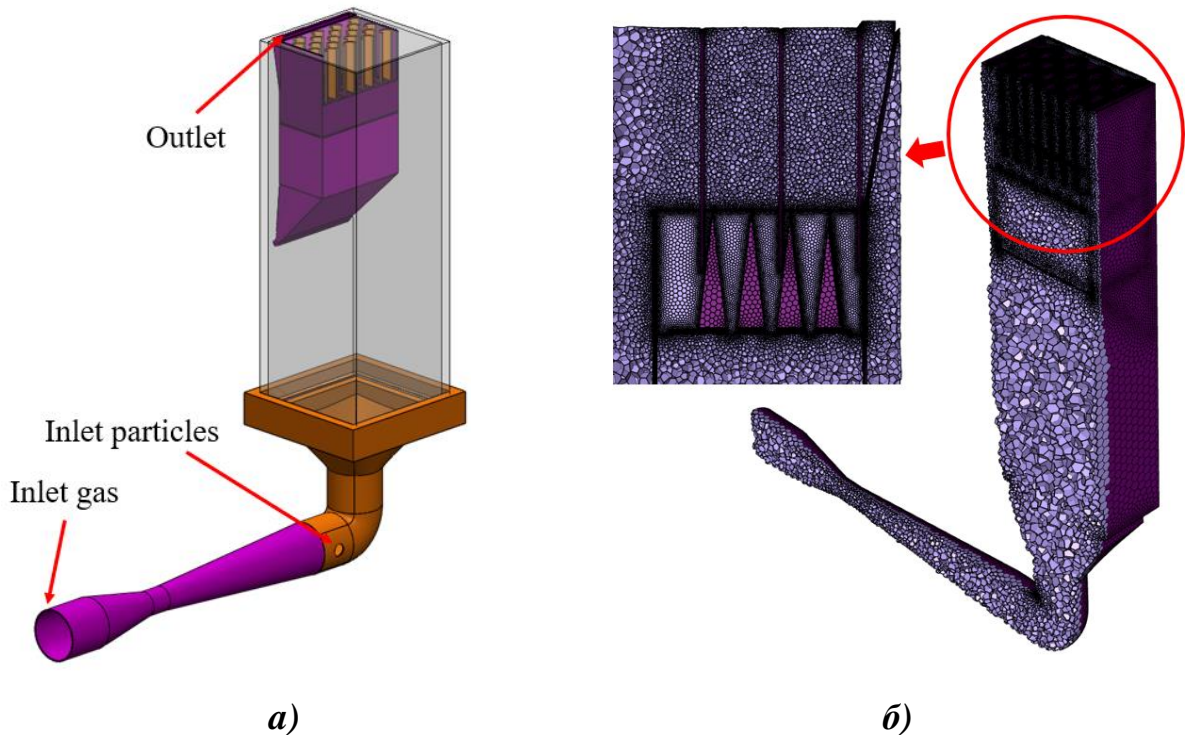


Рис. 2.27 – *а*) Трехмерная модель экспериментальной установки; *б*) Сеточная модель

Численные исследования проводились в программном комплексе Ansys Fluent. На основе литературного обзора [79-99] можно отметить, что наиболее высокая точность моделирования достигается при прямом численном моделировании Direct Numerical Simulation (DNS), моделировании

крупномасштабных вихрей Large Eddy Simulation (LES) и моделировании отсоединенных вихрей Detached Eddy Simulation (DES). Однако, высокие требования к вычислительным мощностям осложняют их применение на текущий момент времени. Получившие наиболее широкое применение являются уравнения Навье-Стокса осредненные по Рейнольдсу Reynolds-averaged Navier–Stokes (RANS) модели турбулентности. В данном исследовании в качестве модели турбулентности была выбрана модель Рейнольдсовых напряжений Reynolds Stress Model (RSM). Литературный обзор показал ее хорошую применимость для численного моделирования сепарационных устройств, имеющих кривые каналы и течения с закруткой [79-99]. Данная модель учитывает анизотропность турбулентности, т.е. разную интенсивность турбулентных пульсаций вдоль разных осей, в отличие от других моделей турбулентности RANS, RSM модель описывает эффекты закрученности и вращения потока воздуха более строго, чем одно- и двух параметрические модели турбулентности.

В программе Ansys Fluent для расчета газодинамики заложены уравнение Навье-Стокса (2.12), которое дополняет уравнением неразрывности ((2.13) и замыкается моделью турбулентности RSM (2.14).

$$-(\vec{v} \cdot \nabla)\vec{v} + \nu \Delta \vec{v} - \frac{1}{\rho} \nabla p + \vec{f} = 0; \quad (2.12)$$

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v}) = 0; \quad (2.13)$$

$$P - D - \varepsilon + \nu_t \nabla^2 U = 0. \quad (2.14)$$

При моделировании движения частиц применялась Discrete Phase Model (DPM). Движение частиц описывается уравнением баланса сил:

$$\frac{d\vec{u}_p}{dt} = \frac{\vec{u} - \vec{u}_p}{\tau_r} + \frac{\vec{g}(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + \vec{F}, \quad (2.15)$$

где  $\vec{F}$  - дополнительные силы, Н;  $\vec{u}$  и  $\vec{u}_p$  - векторы скорости воздуха и частиц соответственно, м/с;  $\rho$  и  $\rho_p$  - плотность воздуха и частиц соответственно, кг/м<sup>3</sup>;  $\tau_r$  - время релаксации частиц, с, которое определяется по выражению (2.16).

$$\tau_r = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu} \frac{24}{C_d \text{Re}}, \quad (2.16)$$

где  $\mu$  – коэффициент динамической вязкости воздуха, Па·с;  $d_p$  – диаметр частиц, м;  $C_d$  – коэффициент сопротивления частицы;  $\text{Re}$  – относительное число Рейнольдса, определяемое по выражению (2.17).

$$\text{Re} = \frac{\rho_p d_p |\vec{u}_p - \vec{u}|}{\mu}. \quad (2.17)$$

При условии, что частица вращается и вращение оказывает существенное влияние на траекторию движения, то решается дополнительное дифференциальное уравнение движения для углового импульса частиц:

$$I_p \frac{d\vec{\omega}_p}{dt} = \frac{\rho_f}{2} \left( \frac{d_p}{2} \right)^5 C_\omega \vec{\Omega}, \quad (2.18)$$

где  $I_p$  – момент инерции частиц, кг·м<sup>2</sup>;  $\vec{\omega}_p$  – угловая скорость частиц, 1/с;  $\rho_f$  – плотность несущей фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $C_\omega$  – вращательный коэффициент сопротивления;  $\vec{\Omega}$  – относительная угловая скорость частиц, которая определяется по выражению (2.19):

$$\vec{\Omega} = \frac{1}{2} \nabla \times \vec{u}_f - \vec{\omega}_p, \quad (2.19)$$

где  $\nabla$  – оператор Набла;  $\vec{u}_f$  – скорость несущей фазы, м/с.

Момент инерции для сферических частиц:

$$I_p = \frac{\pi}{60} \rho_p d_p^5. \quad (2.20)$$

В данной работе наибольшее влияние на движение частиц оказывают силы тяжести (2.22), аэродинамическая (2.21) и центробежная (2.23), которые были учтены в уравнении (2.15):

$$\vec{F}_a = C_D \frac{\pi a^2}{8} \rho (\vec{u} - \vec{u}_p) |\vec{u} - \vec{u}_p|; \quad (2.21)$$

$$\vec{F}_g = -m_p \vec{g}; \quad (2.22)$$

$$\vec{F}_c = m_p \frac{u_\varphi^2}{r}, \quad (2.23)$$

где  $C_D$  – коэффициент аэродинамического сопротивления;  $m_p$  – масса частицы, кг;  $a$  – диаметр частицы, м.

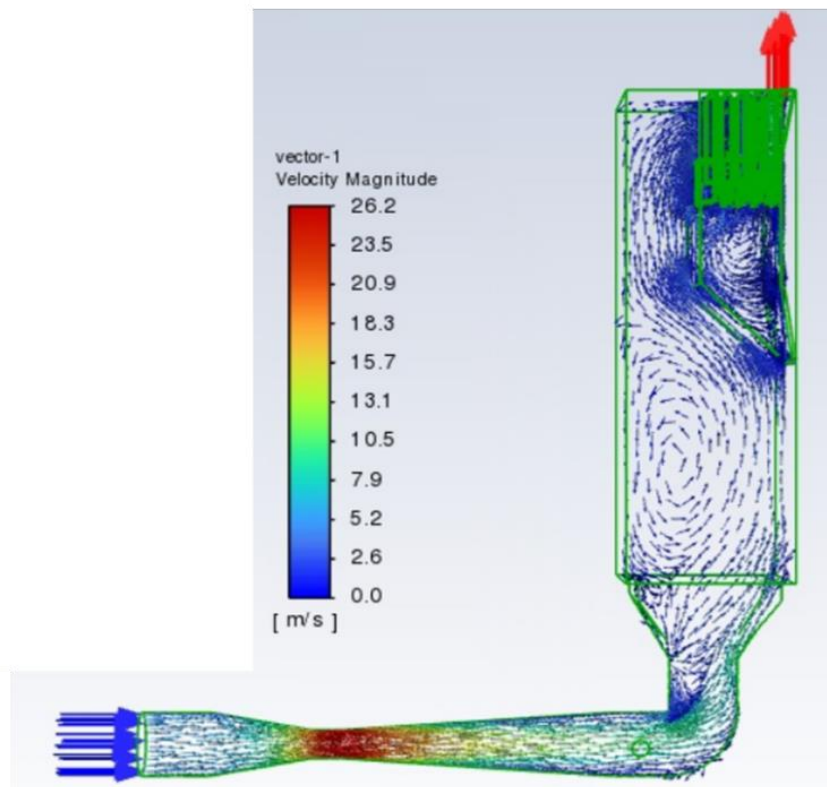
В данном исследовании взаимодействие между несущей фазой и дисперсной фазой было одностороннее, т.е. влияние частиц на поток воздуха не учитывалось, т.к. процентное содержание катализатора в воздухе составляло менее 1% (таблица 2.5).

В качестве решателя был использован Pressure-based, основанный на решении уравнения для давления и предназначенный для несжимаемых и слабо сжимаемых течений. Для связи давления со скоростью был использован алгоритм SIMPLEC (semi-implicit method for pressure linked equations consistent), который рекомендуется использовать для стационарных течений. В качестве схемы вычисления градиента давления использовалась схема PRESTO (pressure staggering option), которая подходит для сильно закрученных течений и течений в криволинейных областях.

Для решения уравнений импульса, турбулентной кинетической энергии, скорости турбулентного рассеяния и напряжений Рейнольдса использовалась схема QUICK (Quadratic Upwind Interpolation Of Convective Kinematics). Для расчетов была принята точность критериев сходимости  $10^{-3}$ . Учитывая точность моделирования и вычислительные затраты, в качестве временного шага задавалось 0,0005 с. Известно, что в большинстве случаев измельчение элементов расчетной сетки приводит, с одной стороны, к увеличению точности получаемых результатов, с другой стороны, к увеличению требований к вычислительным мощностям, соответственно, к увеличению времени расчета. Поэтому в работе было проведено исследование на сеточную независимость, т.е. определение минимального

количества элементов расчетной сетки (рис. 2.27, б), последующее измельчение которой существенно не влияет на результаты расчетов.

Сравнение сеточных моделей, состоящих из различного количества полиэдрических элементов: 620820, 940368, 1328094 и 1678206 шт. (таблица 2.6), проводилось по потере давления  $\Delta p_{\text{inst}}$  в трехмерной модели, включающую расходомер на базе сопла Вентури и лабораторный модуль с сепарационным устройством (рис. 2.27). При проведении исследования сеточной независимости на входе в модель (рис. 2.27, а) задавалась входная скорость 3 м/с (Inlet), на выходе задавалось атмосферное давления (Outlet), граничная область (Inlet particles) не учитывалась. Исследование по сеточной независимости позволило установить, что минимальное количество полиэдрических элементов в расчетной сетке – 1 328 094 шт. (данная сеточная модель представлена рис. 2.27, б) Дальнейшее ее сгущение приводит к незначительному изменению потери давления  $\Delta p_{\text{inst}}$ , на 0,5 % (таблица 2.6). На рис. 2.28 показано течение газа в экспериментальной установке. Отмечается на рисунке в) – волнообразная структура потока.



а)

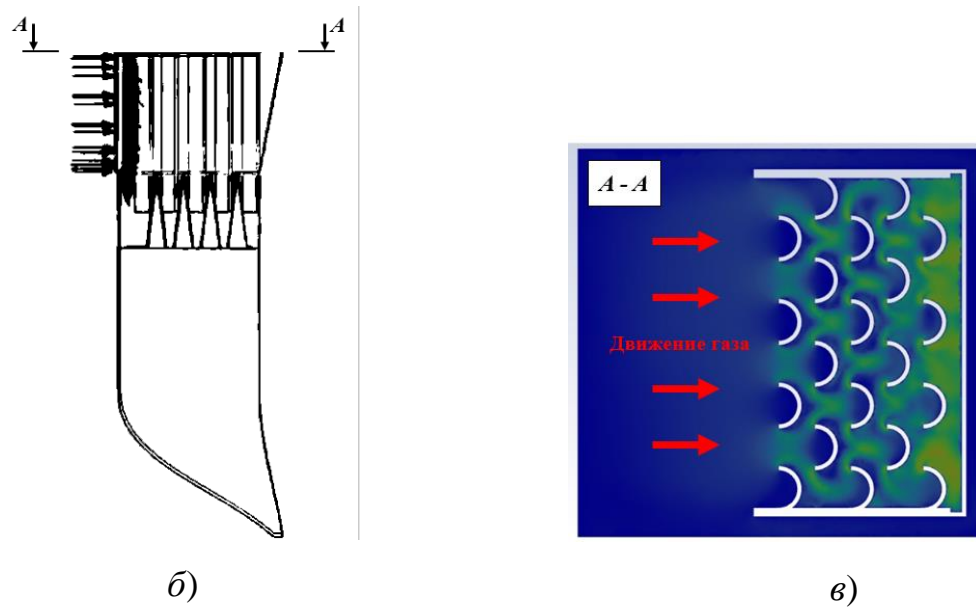


Рис. 2.28 – Моделирование газодинамики в экспериментальной установке: а) вид сбоку на модель установки; б) вид сбоку на сепарационное устройство; в) вид А- А

Таблица 2.6 – Разница потери давлений в сеточных моделях при различном количестве элементов

Количество полиэдрических элементов в сеточной модели	Потери давления $\Delta p_{inst}$ , Па	Процентная разница между соседними значениями, %
620 820 940 368	127,6 147,3	13,3
940 368 1 328 094	147,3 158,1	6,8
1 328 094 1 678 206	158,1 158,9	0,5

## 2.5 Сравнение численного моделирования и экспериментальных исследований

С целью верификации результатов численного моделирования проводилась валидация численной модели, на основе представленной выше сеточной модели (рис. 2.27, б), и экспериментальных данных по потере давления  $\Delta p_{inst}$  в экспериментальной установке (рис. 2.29) и эффективности улавливания частиц катализатора ИМ - 2201 (рис. 2.30).

На основе проведенного физического эксперимента, описанного в главе 3, была построена зависимость потери давления  $\Delta p_{inst}$  в экспериментальной установке от скорости на входе в расходомер на базе сопла Вентури  $w_{inst}$  (рис. 2.29). Сравнение полученных данных с результатами численного моделирования по потере давления  $\Delta p_{inst}$  показало, что расхождение между данными составило не более 6%. Получена экспериментальная обобщенная зависимость (2.24) по гидравлическому сопротивлению сепарационного устройства в лабораторном модуле от скорости газа на входе в установку (рис. 2.29):

$$\Delta p = 9,2w_{inst}^2. \quad (2.24)$$

Построение зависимостей по эффективности улавливания частиц в экспериментальной установке от скорости воздуха на входе в расходомер на базе сопла Вентури происходило на основе 6 опытов, представленных в таблица 2.5. Стоит отметить, что площадь входного сечения в сепарационное устройство с дугообразными элементами больше площади входа в расходомер на базе сопла Вентури, соответственно, значения скоростей обратно пропорциональны.

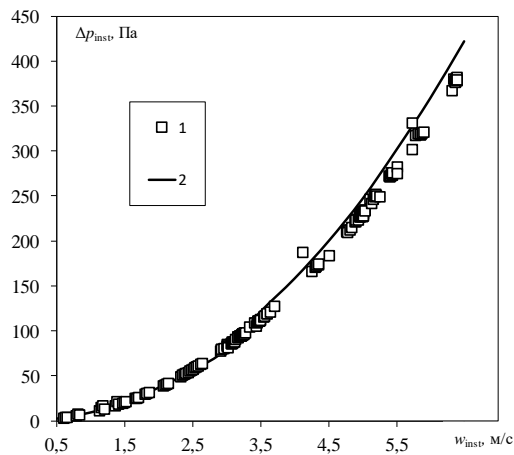


Рис. 2.29 – Зависимость потери давления  $\Delta p_{inst}$  от скорости воздуха на входе в расходомер на базе сопла Вентури: 1 – экспериментальные данные; 2 – численное моделирование

При скорости на входе в расходомер  $w_{inst}$  равной от 2,25 до 6,32 м/с, скорость на входе в сепарационное устройство  $w$  составляла от 0,87 до 2,43 м/с. В ходе численного моделирования движения частиц на грани (Inlet particles),

представленной на рис. 2.27, а задавалось распределение частиц в соответствии с дисперсным анализом катализатора ИМ – 2201 (рис. 2.26).

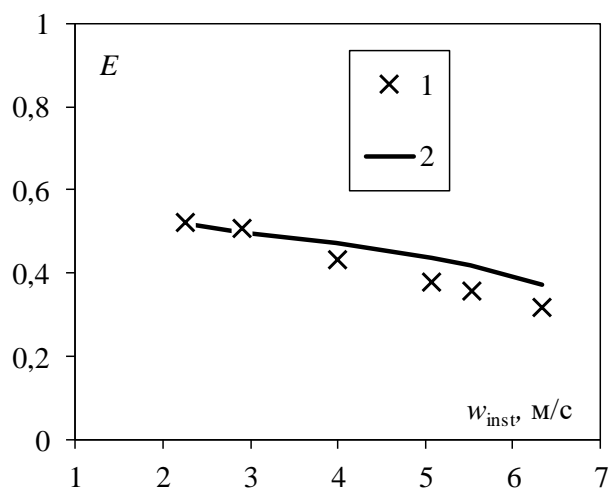


Рис. 2.30 – Зависимость эффективности улавливания частиц в экспериментальной установке от скорости воздуха на входе в расходомер на базе сопла Вентури:

1 – экспериментальные данные; 2 – численное моделирование

Получена экспериментальная зависимость эффективности сепарационного устройства в лабораторном модуле от скорости газа на входе в установку (рис. 2.30) (2.25):

$$E = -0,05w_{inst} + 0,65 \quad (2.25)$$

На 2 этапе проводилось численное исследование влияния конструктивных параметров на эффективность сепарационного устройства с дугообразными элементами (рис. 2.24). В ходе исследований варьировалось количество дугообразных элементов  $n_l$  от 5 до 12 шт. и диаметр дугообразных элементов  $d$  от 20 до 60 мм. При численном моделировании сепарационного устройства с количеством рядов  $n_l = 5$  и  $d = 20$  мм была использована сеточная модель, представленная на рис. 2.27, б. Однако, проточные объемы расходомера на базе сопла Вентури и лабораторного модуля были удалены. Сеточные модели при изменении конструктивных параметров создавались на основе параметров модели, которая прошла валидацию (рис. 2.27, б). Из полученных экспериментальных и численных данных (рис. 2.30) видно, что сепарационное устройство работает эффективнее при относительно малых скоростях запыленного воздуха. С



практической точки зрения это дополнительное преимущество предлагаемого устройства, т.к. при низких скоростях движения запыленного воздуха абразивный износ поверхностей сепарационного оборудования снижается. В реальном промышленном реакторе с псевдооживленным слоем существует расчетная скорость уноса частиц катализатора из него, соответственно, существует и критический размер частиц, характеризующий фракцию, которую необходимо улавливать сепарационным оборудованием. На основе ранее представленных исследований с улавливанием катализатора ИМ – 2201 было получено, что до сепарационного оборудования долетают частицы размером от 10 до 170 мкм. Ввиду этого в ходе численного исследования сепарационного устройства с дугообразными элементами на входе в него задавались частицы катализатора ИМ – 2201 размером от 10 до 170 мкм. На выходе из сепарационного устройства задавались условия атмосферного давления.

## **2.6 Численные исследования сепарационного устройства с дугообразными элементами**

При исследовании влияния количества рядов дугообразных элементов на эффективность сепарационного устройства было установлено, что ее росту способствует, как увеличение количества рядов, так и уменьшение входной скорости.

Получены зависимости (2.26) и (2.27) для определения эффективности устройства при скорости газа равной 0,5 и 1 м/с соответственно при различном количестве рядов дугообразных элементов (рис. 2.31):

$$E_{w=0,5} = 0,014n_1 + 0,67 \quad (2.26)$$

$$E_{w=1} = 0,017n_1 + 0,56 \quad (2.27)$$

При этом с повышением скорости рост эффективности постепенно с увеличением количества рядов уменьшается, а затем наблюдается отрицательный рост. Это обусловлено тем, что частицы отлетают от элементов снова в поток. При количестве рядов от 5 до 12 эффективность сепарационного устройства составляет

73,2-83,1, 63,1-75,6, 44,2-49,1 и 26,7-25,6 при скорости на входе в сепаратор 0,5, 1, 2 и 3 м/с соответственно (рис. 2.31).

Гидравлическое сопротивление сепарационного устройства от увеличения количества рядов дугообразных элементов практически не изменяется. При скорости на входе в сепарационное устройства равной 0,5-3 м/с потери давления в нем составляют не более 600 Па при количестве рядов от 5 до 12 шт. (рис. 2.32).

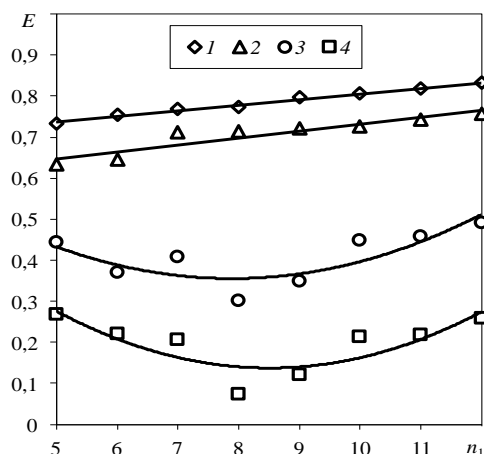


Рис. 2.31 – Зависимость эффективности сепарационного устройства от количества рядов дугообразных элементов при различной скорости газа на входе  $w$ , м/с: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 2; 4 – 3. Рассматривалась фракция частиц от 10 до 208 мкм

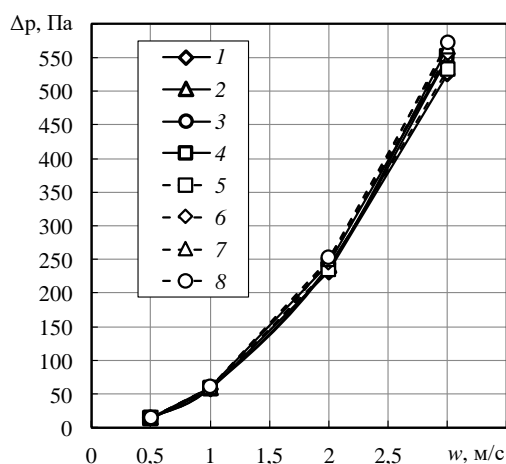


Рис. 2.32 – Зависимость гидравлического сопротивления от скорости газа на входе в сепарационное устройство при различном количестве рядов элементов  $n_1$ : 1 – 5; 2 – 6; 3 – 7; 4 – 8; 5 – 9; 6 – 10; 7 – 11; 8 – 12. Диаметр дугообразных элементов  $d = 20$  мм

Подробное рассмотрение зависимостей фракционной эффективности сепарационного устройства от размера частиц (рис. 2.33, а-г) показывает, что результативным количеством рядов дугообразных элементов является 7-12 шт. при скорости менее 1 м/с, т.к. она практически не изменяется. Ввиду этого для дальнейших исследований примем количество рядов равным 8.

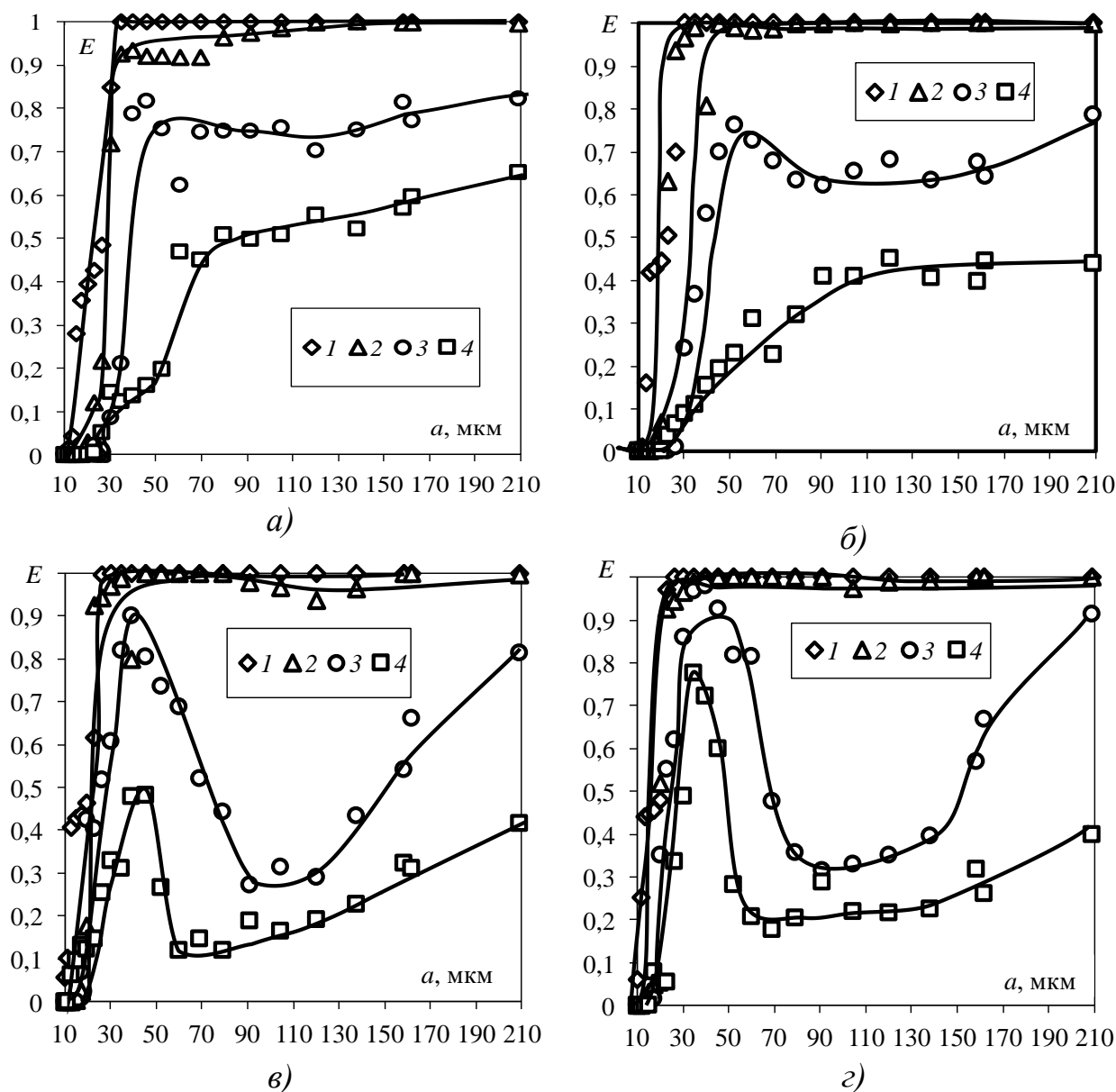


Рис. 2.33 – Фракционная эффективность сепарационного устройства от размера частиц при различной скорости газа на входе  $w$ , м/с: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 2; 4 – 3. Количество рядов  $n$ : а) 5; б) 7; в) 10; г) 12

Видно, что при малых диаметрах дугообразных элементов и относительно высоких скоростях более 2 м/с эффективность снижается, т. к. расстояние между

рядами небольшое, частицы хаотически отлетают от одного элемента к другому. И с большой вероятностью попадают обратно в структурированный поток.

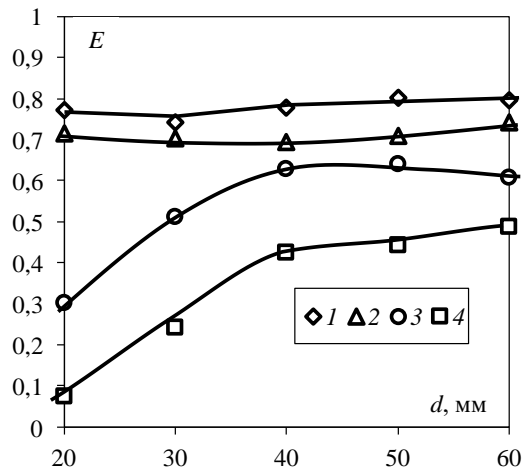


Рис. 2.34 – Зависимость эффективности сепарационного устройства от диаметра дугообразных элементов при различной скорости газа на входе  $w$ , м/с: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 2; 4 – 3. Рассматривалась фракция частиц от 10 до 208 мкм. Количество рядов дугообразных элементов  $n_l = 8$

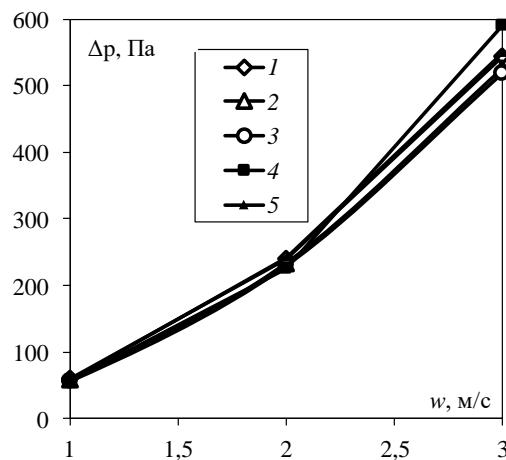


Рис. 2.35 – Зависимость гидравлического сопротивления сепарационного устройства от скорости газа на входе в него при различном диаметре дугообразных элементов  $d$ , мм: 1 – 20; 2 – 30; 3 – 40; 4 – 50; 5 – 60. Количество рядов дугообразных элементов  $n_l = 8$

При скорости газа 0,5-1 м/с эффективность сепарационного устройства практически не зависит от диаметра дугообразных элементов от 20 до 60 мм. Так,

эффективность изменяется в диапазоне 77,2-79,4, 71,3-74,3, 30,1-60,6 и 7,3-48,6 при скорости газа 0,5, 1, 2 и 3 м/с соответственно при диаметре элементов от 20 до 60 мм (рис. 2.34).

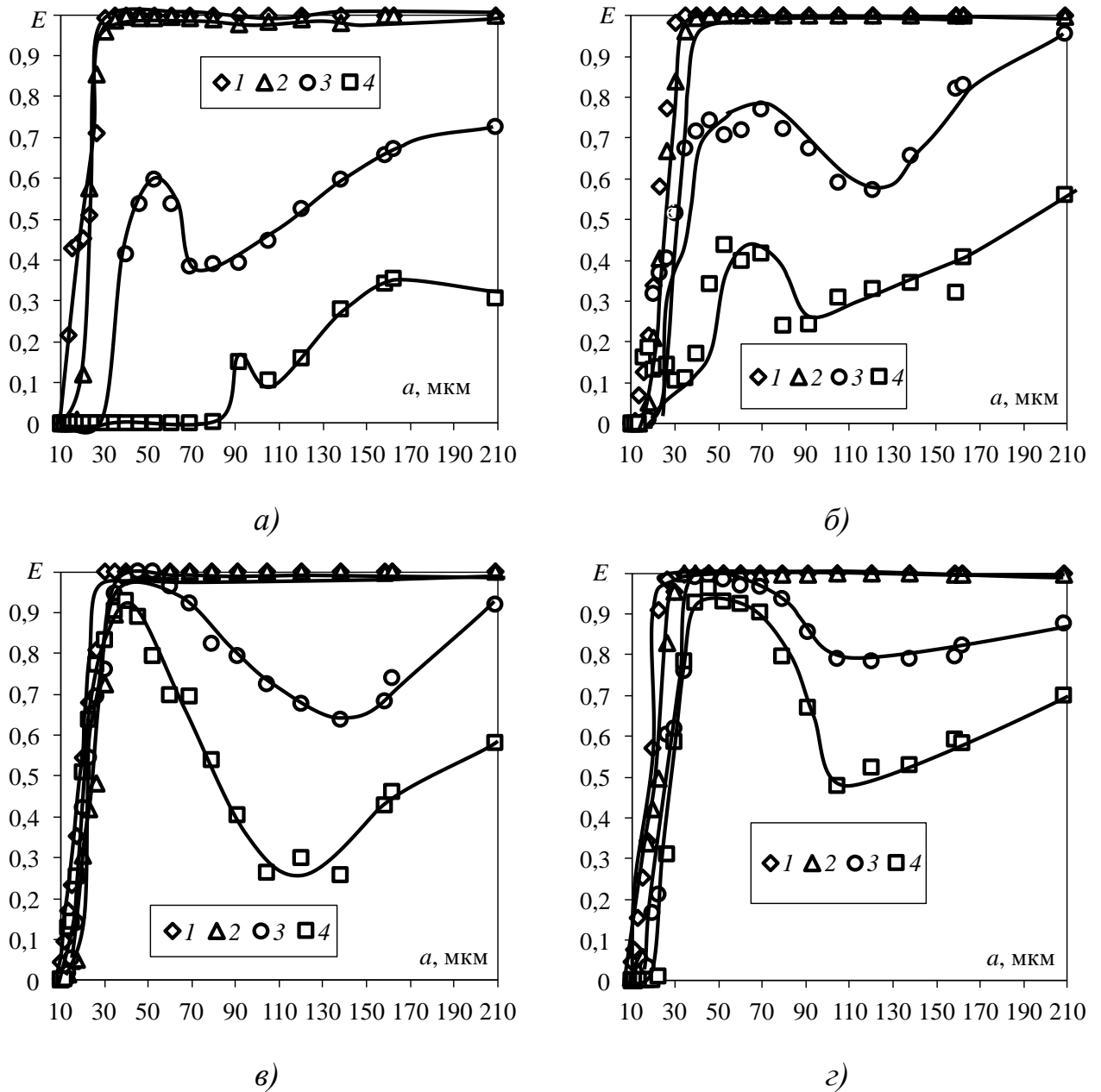


Рис. 2.36 – Фракционная эффективность сепарационного устройства от размера частиц при различной скорости газа на входе  $w$ , м/с: 1 – 0,5; 2 – 1; 3 – 2; 4 – 3.

Диаметр дугообразных элементов  $d$ , мм: а) 20; б) 30; в) 40; з) 60

Как и в случае различного количества рядов (рис. 2.32) гидравлическое сопротивление практически не зависит от диаметра элементов при скоростях газа

на входе в сепарационное устройство до 3 м/с (рис. 2.35). Потери давления составляют до 600 Па при скоростях до 3 м/с [101, 102, 103].

Получены зависимости (2.28) и (2.29) для определения эффективности устройства при скорости газа равной 0,5 и 1 м/с соответственно при различном диаметре дугообразных элементов (рис. 2.34):

$$E_{w=0,5} = 0,001d + 0,74 \quad (2.28)$$

$$E_{w=1} = 0,0007d + 0,68 \quad (2.29)$$

Анализ фракционной эффективности сепарационного устройства от размера частиц при различном диаметре элементов показал, что конструктивно может быть использован любой размер из диапазона 20-60 мм при условии, что скорость на входе в сепаратор будет ниже 1 м/с, т.к. эффективность практически не изменяется (рис. 2.36, а-г).

## 2.7 Выводы по 2 главе

Во 2 главе приведены описание механизма улавливания частиц из газа в сепарационном устройстве с дугообразными элементами, а также теоретический анализ конструктивных особенностей СУсДЭ. На основе проведенных исследований для дальнейших исследований была выбрана конструкция сепарационного устройства с V-образными пластинами (рис. 2.22), т.к. они обеспечивают более эффективное ссыпание уловленных частиц катализатора в бункер относительно иных сепарационных решеток. Также практически исключаются застойные зоны, в которых может накапливаться уловленный материал.

Представлены результаты эксперимента и численного исследования сепарационного устройства с дугообразными элементами.

Получены зависимости эффективности СУ от количества рядов, диаметра дугообразных элементов (ДЭ) при различных входных скоростях; зависимости фракционной эффективности СУ от размера частиц при различных входных скоростях газа, количестве рядов ДЭ, диаметре ДЭ.

### ГЛАВА 3. ЭРОЗИОННОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ СЕПАРАЦИОННОГО УСТРОЙСТВА

В реакторах с псевдоожиженным слоем в зоне улавливания частиц катализатора применяют группы циклонов (рис. 1.21). Одной из наиболее распространенной проблемой подобных циклонов является эрозия циклонов в верхней части при входе и нижнем конусе (рис. 3.1) [104].



Рис. 3.1 – Образование дыр в циклонах

F. Zenz и G. Kelleher [105] выделяют наиболее области в псевдоожиженном слое, где механические напряжения приводят к истиранию частиц, такие как газораспределительные форсунки, барботажный слой, циклоны и изгибы. Они также предполагают, что каждый из этих источников истирания следует анализировать индивидуально из-за различных механизмов истирания, таких как истирание поверхности, сколы и фрагментация. На преобладание любого из этих механизмов влияет сочетание свойств частиц и условий эксплуатации процесса, а также геометрия установки [44, 65, 66, 106]. В статье [107] отмечается, что циклон является одним из наиболее значительных факторов, способствующих истиранию частиц, особенно при высоких скоростях поверхностного газа. J. Werther и J. Reppenhagen [107] разработали модель истирания частиц, вызванного циклоном, в условиях поверхностного истирания для частиц катализатора жидкого

каталитического крекинга (FCC). В ходе обработки результатов было установлено, что скорость истирания зависит от свойств материала, кинетической энергии газа и размера частиц. J. Reppenhagen и др. [108] проверили достоверность модели, протестировав девять различных геометрий циклонов. Их модель основана на чистом истирании, но, как отмечают J. Werther и др. [109], если увеличить входную скорость и/или уменьшить загрузку частиц, то они будут подвергаться сильному сколу и/или фрагментации, особенно в случае свежих катализаторов.

При заданной загрузке твердых частиц факторами, способствующими истиранию циклона, является гидродинамика циклона, которая определяет скорость частиц и время пребывания, а также физические свойства частиц, которые влияют на зависимость истирания от условий эксплуатации [74, 110]. В работах проведены численные моделирования с учетом динамики частиц с помощью моделирования CFD-DEM.

Поток газа в циклонных сепараторах обычно неустойчивый и сильно закрученный. Используя вычислительные методы, многочисленными исследователями изучили различные геометрические и рабочие параметры для повышения производительности циклона [73, 111-114].

A.J. Hoekstra [115] использовал три модели турбулентности для исследования воздушных потоков внутри циклона с тремя различными числами завихрения и рекомендовал модель турбулентности RSM. M.D. Slack и др. [116] с помощью модели турбулентности RSM смоделировал поток газа внутри циклона и обнаружил, что численные результаты хорошо согласуются с экспериментальными данными, полученными с помощью лазерной доплеровской анемометрии (LDA). Gronald and Derksen [117] использовали методологию моделирования крупных вихрей (LES) и модели турбулентности RANS с двумя уравнениями для моделирования воздушного потока внутри циклона и сравнили соответствующие результаты CFD с экспериментальными данными LDA. Было обнаружено, что модель LES превосходит модель RANS для предсказания флуктуирующих скоростей. Однако модель LES требует много времени для расчета ввиду необходимости высокоточных сеток.



Как подчеркивают различные исследователи, другой важной проблемой численного моделирования потоков в циклонах является учет геометрических эффектов. Alexander R.M. [118] исследовал некоторые геометрические параметры, влияющие на работу циклона. J. Gimbut и др. [119] исследовали влияние диаметра наконечника конуса на падение давления и производительность циклонов.

Проведенный литературный анализ показал, что проблема высокого расхода катализатора вследствие его дробления и истирания в циклонах носит системный характер. Со стороны циклонов наиболее значимыми факторами являются геометрические особенности аппаратов, приводящих к формированию определенных газодинамических структур потоков, влияющих на взаимодействие между частицей и стенкой. Показано, что в настоящее время в большинстве работ применяется численное моделирование газодинамики и движения частиц в циклонах CFD-DEM [44, 48, 63, 72, 120], позволяющее прогнозировать эффективность, гидравлическое сопротивление и др. при различных эксплуатационных параметрах [43, 45, 46, 50]. Но следует отметить, что в литературе имеется ограниченное количество исследований по эрозионному износу внутренней части циклона.

В целом, циклоны центробежного типа являются надежными, производительными аппаратами и позволяют эффективно проводить отделение среднedisперсных частиц от газовой среды. Однако, циклоны подобного типа обладают низкой устойчивостью к износу и подвержены эрозии стенок [51, 121]. Поэтому создание новых сепараторов с низким эрозионным износом может быть полезным решением для промышленного производства. Наиболее перспективным аппаратом является сепаратор с дугообразными элементами [122]. Преимуществом СУсДЭ является наличие специально разработанных дугообразных элементов, которые формируют потоки, отличные от циклона. Логичным и важным с научной и практической точек зрения представляется исследование оценки эрозии нового аппарата.

Целью данной работы является сравнение эрозионного износа предложенного сепарационного устройства с дугообразными элементами и

циклона при очистке газов от твердых частиц катализатора путем численного моделирования CFD-DEM, выявление особенностей процесса разделения для нового сепаратора.

### 3.1 Экспериментальная часть

Для изучения эрозионного износа в качестве стандартного аппарата для улавливания твердых частиц изучался циклон центробежного типа (ЦН-15) (рис. 1.22), который используют, например, в реакторах с псевдоожиженным слоем при дегидрировании изопарафинов на предприятиях нефтехимии, и предложенное для замены циклона – новое сепарационное устройство с дугообразными элементами (рис. 2.22).

Численное моделирование эрозионного износа сепарационного устройства с дугообразными элементами и циклона выполнялось в программном комплексе ANSYS Fluent.

При моделировании применялась Discrete Phase Model (DPM), в которой было учтено влияние твердых частиц на газовый поток. Применялось следующее уравнение:

$$\frac{dv_p}{dt} = F_D (v_f - v_p) + g \frac{(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x, \quad (3.1)$$

где  $F_D$  – сила сопротивления, Н;  $v_f$  – скорость движения газа, м/с;  $v_a$  – скорость движения частиц, м/с;  $g$  – ускорение свободного падения тела, м/с<sup>2</sup>;  $\rho_p$  – плотность частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $F_x$  – дополнительные силы, Н.

Общее уравнение эрозионного износа аппаратов [123]:

$$E_{\text{erosion}} = \sum_{p=1}^{N_{\text{particles}}} \frac{G_p C(a_p) f(\alpha) w_{\text{col}}^n}{A_{\text{face}}}, \quad (3.2)$$

где  $G_a$  – массовый расход частиц, кг/с;  $C(a_p)$  – функция диаметра частицы;  $f(\alpha)$  – функция угла столкновения;  $v$  – скорость соударения частицы, м/с;  $n$  – показатель скорости соударения частицы;  $A_{\text{face}}$  – площадь поверхности ячейки у стенки, м<sup>2</sup>.

Эмпирическая формула скорости эрозии ( $E$ ) находят по следующему уравнению [124]:

$$E_{er} = kMa^{1,5}V_a^{2,3}(1,04 - \psi_a)(0,448^2 \cos \theta + 1), \quad (3.3)$$

где  $E_{er}$  – скорость эрозии, м/час,  $k$  – коэффициент стали,  $M$  – поток пыли у стены, кг/(м<sup>2</sup>с);  $a$  – размер частиц;  $\psi_a$  – степень сферичности частиц, диапазон 0,5-0,7. Поток пыли у стены, находят следующим образом:

$$M = V_a C \sin \theta, \quad (3.4)$$

где  $C$  – концентрация пыли у стены, кг/м<sup>3</sup>;  $V_a$  – скорость, при котором частица сталкивается с поверхностью, м/с;  $\theta$  – угол столкновения,  $\theta < 90^\circ$  (рис. 3.2).

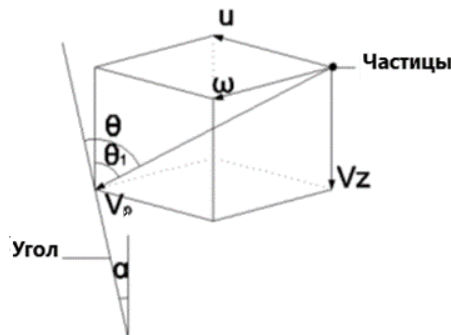


Рис. 3.2 – Анализ скорости твердых частиц

Чтобы упростить анализ скорости, при котором частица сталкивается с поверхностью, принималось:

- а) гравитация не учитывалась;
- б) сопротивление движения частиц подчиняется закону Стокса;
- в) циклонный пылеуловитель во вращающемся воздушном потоке, обеспечивающий одинаковую скорость воздушного потока и пыли;
- г) столкновение между частицами не учитывается.

Как показано на рис. 3.2, скорость столкновения частиц ( $V_a$ ) и угол столкновения ( $\theta$ ) можно получить по тангенциальной скорости ( $u$ ), радиальной скорости ( $w$ ) и скорость столкновения  $V_z$ .

Формула для расчета  $V_a$ :

$$V_a = \sqrt{u^2 + w^2 + V_z^2}, \quad (3.5)$$

где

$$\theta = \arctan\left(\sqrt{u^2 + \omega^2}/V_z\right) + \alpha. \quad (3.6)$$

При построение трехмерной модели циклона принимались следующие геометрические размеры: диаметр цилиндрического корпуса - 800 мм, высота – 4000 мм, входной патрубков – 500×180 мм, диаметр выходного патрубка – 480 мм, диаметр нижнего отверстия – 240 мм. Марка стали используемый при эксплуатации циклона 12Х18Н10Т (рис. 1.22).

При построении трехмерной модели сепарационного устройства с дугообразными элементами принимались следующие геометрические размеры: длина устройства 2500 мм, высота – 910 мм, ширина – 900 мм, толщина стенок устройства – 10 мм, размер дугообразных элементов 76×4 мм, количество рядов дугообразных элементов – 8 шт., количество элементов в каждом ряду – 6 шт., размер дугообразных элементов 76×4 мм (рис. 2.22). Стоит отметить, что в работах [125, 126] рассматривались двутавровые элементы, но при их использовании гидравлическое сопротивление устройства выше относительно дугообразных элементов.

Граничные и начальные условия были максимально приближены к промышленным условиям процесса дегидрирования парафиновых углеводородов. На входном патрубке в аппараты задавался объемный расход газа 1,7 м<sup>3</sup>/с. На выходном патрубке для очищенного газа и на выходном отверстии для катализатора в бункер задавалось давление 58839,9 Па (0,6 кгс/см<sup>2</sup>). Температура газового потока принималась равной 550°С. В качестве частиц использовался стандартный алюмохромовый катализатор. Размер частиц варьировался от 10 до 170 мкм, плотность – 3400 кг/м<sup>3</sup>. Массовый расход частиц по размерам представлен в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – Массовый расход частиц катализаторов

Частицы катализаторов, мкм	Массовый расход, кг/с
10	0,00818040
25	0,03599376
40	0,03926592
60	0,02977666
100	0,03010387
170	0,00654432

### 3.2 Результаты и обсуждения

Для обеспечения эмпирической основы изучения эрозии и проверки модели были проведены 6 экспериментов с различным размером частиц катализатора (от 10 до 170 мкм) и их массовым расходом при варьировании (с оценкой) скорости эрозионного износа (0-1,0; 0-5,0; 0-10,0 и 0-15,0 мм/год). Скорость газа, давление и температура внутри аппаратов при моделировании принимались постоянными.

Результаты экспериментов представлены на рис. 3.3- 3.8.

#### Оценка профилей скорости, давления и температуры

На рис. 3.3, 3.4 приведены сравнительные данные по профилям давления, скорости и температуры. Согласно представленным данным видно, что в циклоне создаются вихревые повышенные скорости и давления по краям аппарата, приводя к турбулентному течению потока газа и увеличению гидравлического сопротивления. Также наблюдаются повышенные температуры в конусной части. Скорей всего это из-за трения крупных частиц под центробежной силе (рис. 3.3). Изменение профилей давления, скоростей для СУсДЭ (рис. 3.4) происходит закономерно и каких-либо критических отклонений не наблюдаются. В отличие от циклона скорость течения газового потока в СУсДЭ стабильна. За счет центробежных сил наблюдается незначительное повышение температуры на выходе устройства.

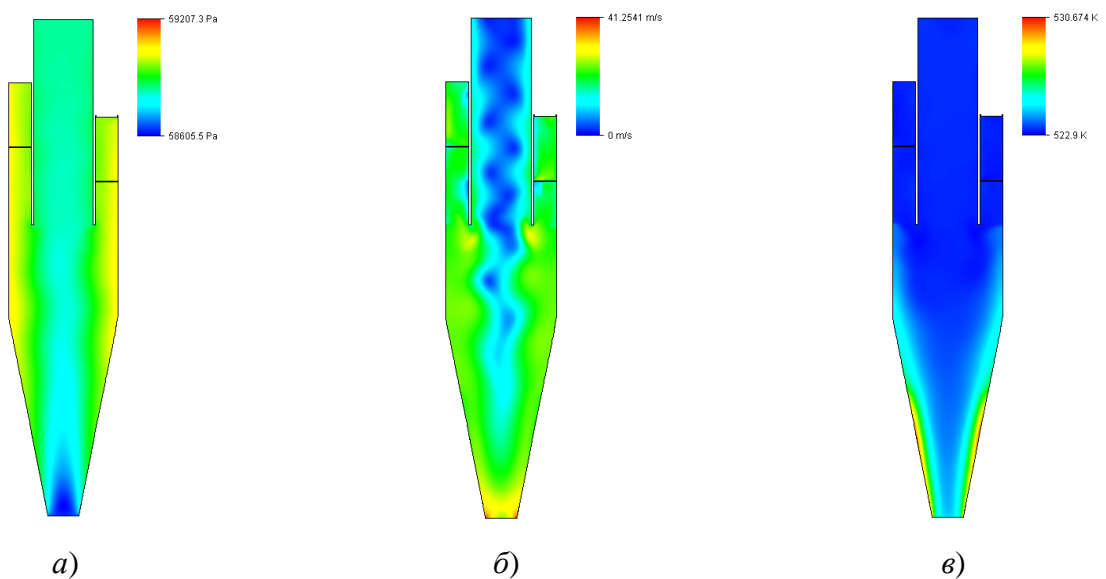


Рис. 3.3 – Данные по профилю изменения для циклона: а) давление; б) скорость; в) температура.

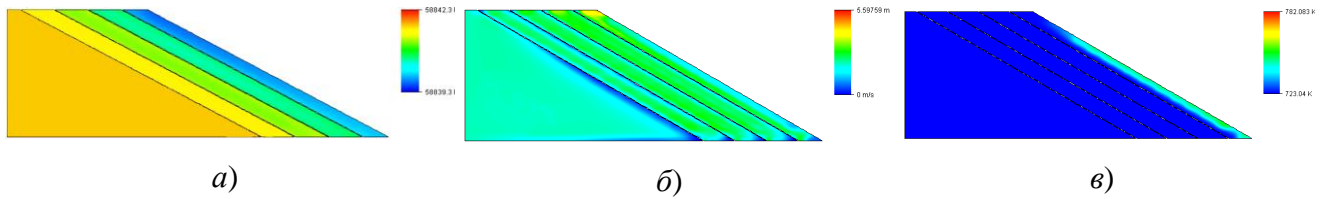


Рис. 3.4 – Данные профиля для сепарационного устройства с дугообразными элементами: а) давление; б) скорость; в) температура

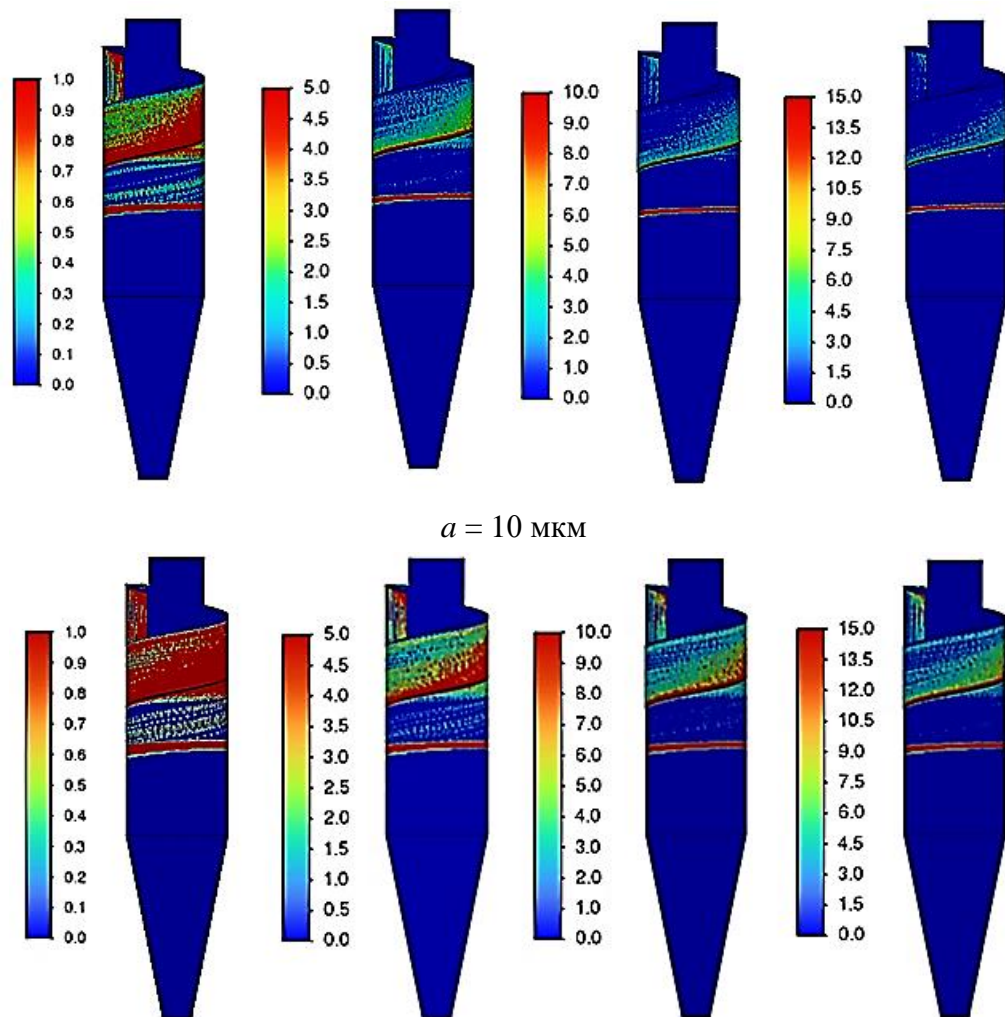
Из ранее проведенных исследований показано, за счет турбулентного течения потока газа в циклонах повышается вероятность проскока мелких частиц, что ухудшает эффективность разделения. Достоинством нового устройства является высокая степень улавливания мелкодисперсных частиц [122, 127].

#### **Численное исследование эрозии для циклона**

Результаты исследований подтвердили существенный эрозионный износ стенок циклона, который составляет более 15 мм в год. В результате в определенных областях циклонов появляются дыры, приводящие к увеличению расхода катализатора, потери давления в технологической линии, экологическому ущербу окружающей среды и безопасности здоровья сотрудников предприятия. Отмечается, что для более эффективной очистки газов [126, 128] чаще всего используют группу параллельно работающих циклонов, состоящих из 2, 4, 6 и более циклонов. Но проблема износа остается, которая подтверждается частым ремонтом и заменой циклонов. Высоконагруженные циклоны первой ступени обычно сильнее подвержены эрозионному износу верхней части аппарата, начиная входным патрубком и заканчивая нижней цилиндрической частью циклона. Практически не подвержена эрозионному износу нижняя часть циклона – его конус (рис. 3.5). Это объясняется особенностью схемы течения в циклоне. После выбивания твердых частиц катализатора из завихренного потока к стенкам циклона в верхней части аппарата ключевую роль начинает играть сила тяжести. В результате твердые частицы быстро падают вниз циклона и практически не имеют контакта с конусной частью аппарата.

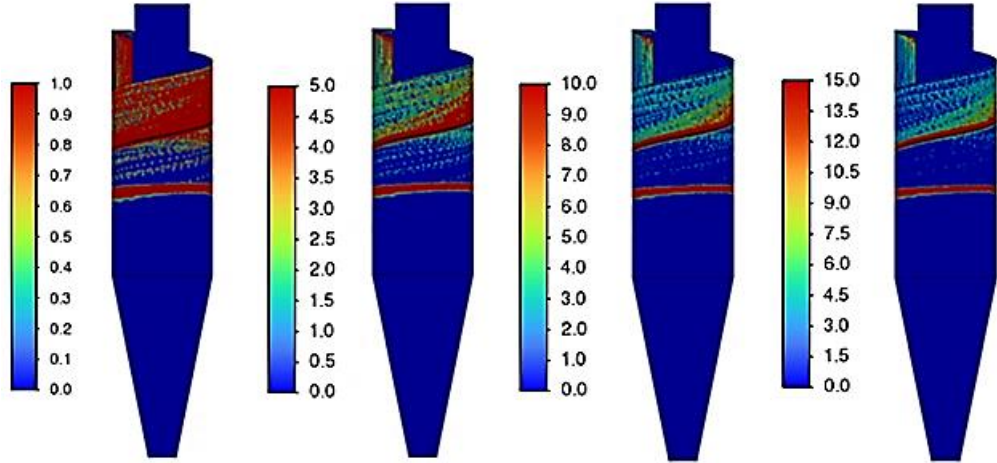
Численное моделирование сепарационного устройства с дугообразными элементами показало, что в отличие от циклона стенки аппарата существенно менее подвержены эрозионному износу, который составляет не более 2,31 мм в год. Низкое значение скорости эрозии в год в предложенном сепарационном устройстве относительно циклона объясняется различием в структуре потока. Однако в обоих аппаратах сепарация частиц из газа происходит преимущественно за счет центробежных сил. При волнообразной структуре потока частицы более хаотично отбрасываются в разные области стенок сепарационного устройства, что позволяет снизить скорость эрозионного износа. При этом наличие нескольких рядов дугообразных элементов позволяет при необходимости проводить замену изношенных.

В ходе исследований было установлено, что скорость эрозионного износа в обоих аппаратах зависит от диаметра частиц. С его увеличением от 10 до 170 мкм скорость эрозии увеличивается.

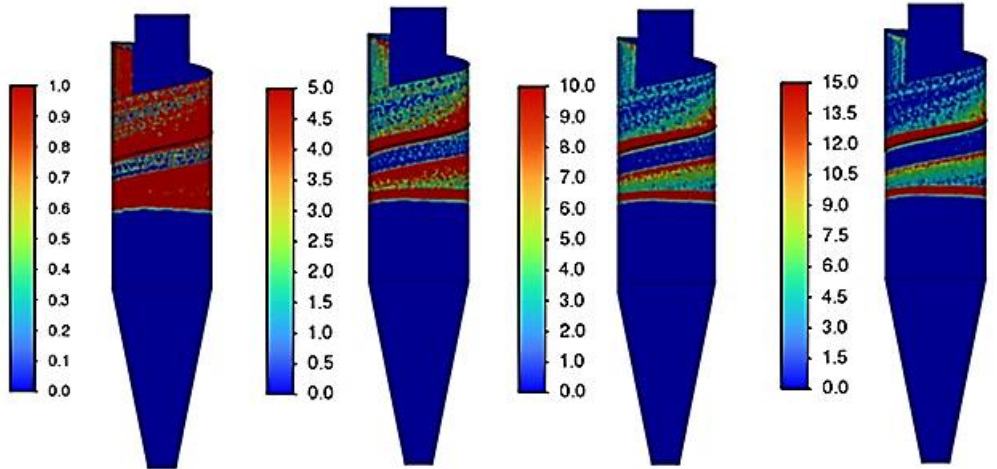




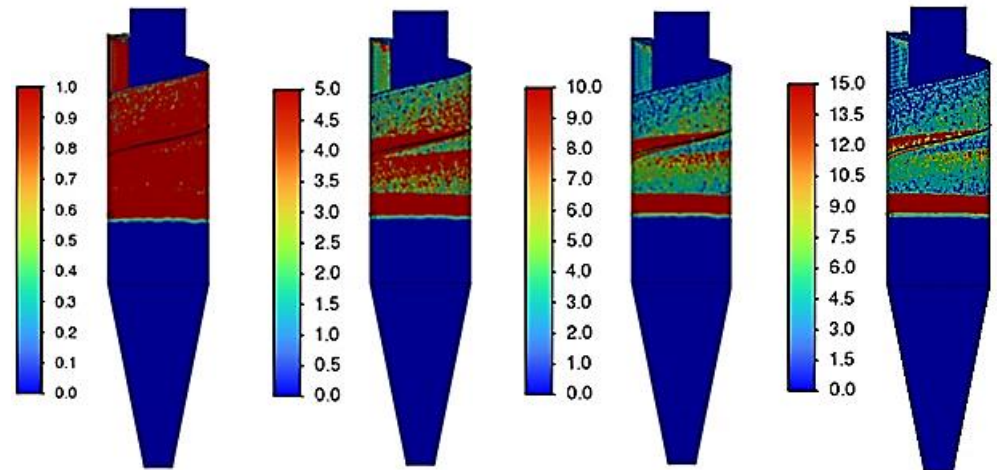
$a = 25$  MKM



$a = 40$  MKM



$a = 60$  MKM



$a = 100$  MKM



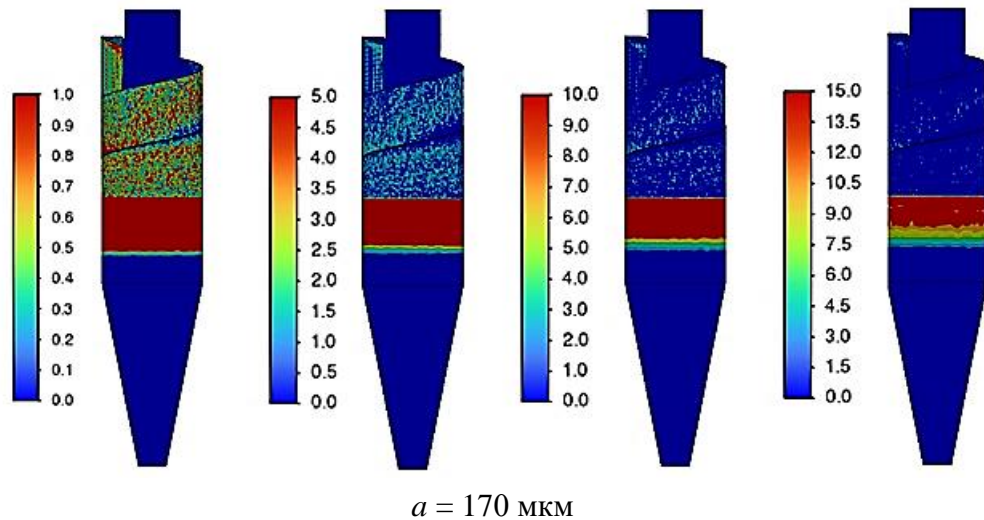


Рис. 3.5 – Области эрозионного износа циклона при различном диаметре частиц ( $a$ ). Легенда отображает числовое значение скорости эрозионного износа  $W_e$ , мм/год: 0-1,0 мм/год, 0-5,0 мм/год, 0-10,0 мм/год, 0-15,0 мм/год.

При этом было установлено, что при варьировании дисперсности катализатора может изменяться скорость эрозионного износа циклона в различных областях аппарата. Например, при размере частиц от 10 до 40 мкм эрозионному износу наиболее подвержены области входного патрубка и верхняя цилиндрическая часть циклона. При увеличении дисперсности частиц от 40 до 170 мкм эрозионный износ начинает прослеживаться и в нижней цилиндрической части циклона. Это вызвано крупностью частиц. После выбивания из структурированного завихренного потока частицы падают вниз, но за счет существования вихря по всей длине цилиндрической части циклона, они постоянно повторно отбрасываются к стенкам аппарата. Соответственно, при большем размере частиц давление на нижнюю цилиндрическую часть циклона увеличивается и скорость эрозионного износа возрастает (рис. 3.5).

#### **Численное исследование эрозии для сепарационного устройства с дугообразными элементами**

При численном моделировании эрозионного износа сепарационного устройства с дугообразными элементами было получено, что эрозии наиболее подвержены первые 2 ряда элементов. По-видимому, это вызвано неполноценно сформировавшейся структурой запыленной среды в предложенном устройстве. В

частности, в зоне, которая расположена по площади первых двух рядов дугообразных элементов, структура начинает приобретать полноценный волнообразный вид. Однако часть частиц не успевает перестроиться вслед за газом и движется инерционно прямолинейно в направлении некоторой области стенок первых двух рядов дугообразных элементов, что и вызывает больший эрозионный износ относительно остальных рядов дугообразных элементов (рис. 3.6, 3.7).

Анализ картин эрозионного износа на рис. 3.6 и 3.7 при размере частиц катализатора ( $a$ ) в газовом потоке 10 и 170 мкм соответственно показывает, что с увеличением диаметра частиц область эрозионного износа на стенках дугообразных элементов увеличивается. Если рассмотреть первые два ряда дугообразных элементов, то это отчетливо прослеживается.

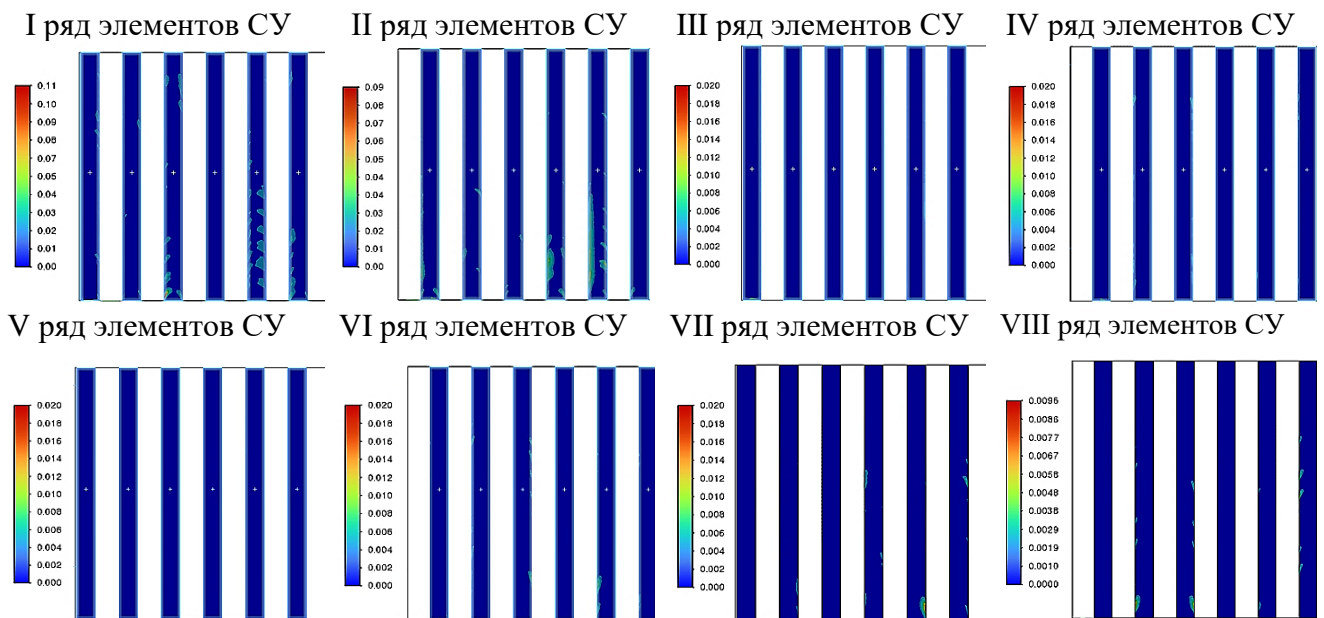


Рис. 3.6 – Области скоростей эрозионного износа  $W_e$ , мм/год различных рядов сепарационного устройства с дугообразными элементами при диаметре частиц  $a = 10$  мкм (вид спереди – со стороны входа)

При размере частиц 10 мкм эрозии наиболее подвержены периферийные области дугообразных элементов. При 170 мкм наличие эрозии наблюдается в определенных областях дугообразных элементов по всему периметру. Также это отчетливо прослеживается при сравнении 3-5 рядов дугообразных элементов при диаметре частиц 10 и 170 мкм (рис. 3.6, 3.7).

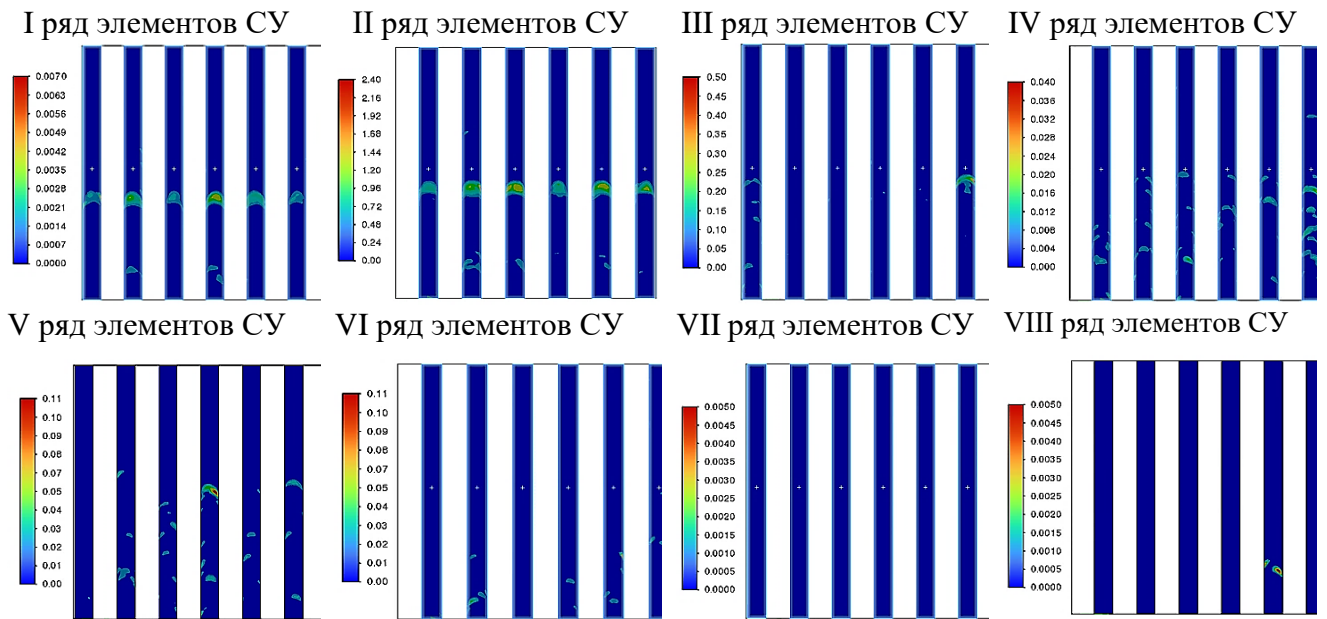


Рис. 3.7 – Области скоростей эрозионного износа  $W_e$ , мм/год различных рядов сепарационного устройства с дугообразными элементами при диаметре частиц  $a = 170$  мкм (вид спереди – со стороны входа)

В ходе численного моделирования были оцифрованы максимальные скорости эрозионного износа рядов сепарационного устройства с дугообразными элементами при диаметре частиц от 10 до 170 мкм. В таблице первые два столбца соответствуют двум рядам дугообразных элементов, которые подверглись максимальной эрозии при каждом исследуемом диаметре частиц катализатора. Как видно, в данном интервале частиц от 10 до 170 мкм максимальную скорость эрозии испытывают первые два ряда дугообразных элементов, что подтверждает ранее высказанное утверждение. Можно отметить, что эрозионный износ 7 и 8 рядов дугообразных элементов практически отсутствует, что может свидетельствовать об относительно малой концентрации частиц в газе (таблица 3.2).

На рисунках рис. 3.5-3.7 было показано, что скорость эрозионного износа циклона существенно выше чем у сепарационных устройств с дугообразными элементами. В более систематизированном виде это представлено на рис. 3.8.

Таблица 3.2 – Максимальная скорость эрозионного износа рядов сепарационного устройства с дугообразными элементами в год (мм/год)

Ряд		1	2	3	4	5	6	7	8
		$W_e$ , мм/год							
$a$ , мкм	10	0,09	0,07	0,016	0,015	0,017	0,02	0,018	0,0096
	25	0,08	0,13	0,06	0,03	0,019	0,03	0,018	0,015
	40	0,14	0,62	0,08	0,008	0,025	0,041	0,002	0,002
	60	0,18	1,47	0,11	0,009	0,041	0,052	0,001	≈0
	100	0,47	1,92	0,23	0,02	0,091	0,089	0,003	0,003
	170	0,67	2,31	0,42	0,04	0,099	0,097	0,003	0,001

Скорость эрозионного износа циклона с увеличением диаметра частиц от 10 до 170 мкм наиболее точно описывается линейной функцией со средним квадратичным отклонением 0,98:

$$W_e(\text{ЦН} - 15) = 0,23a + 13,46. \quad (3.7)$$

Скорость эрозионного износа сепарационного устройства с дугообразными элементами наиболее точно описывается степенной функцией со средним квадратичным отклонением 0,93:

$$W_e(\text{СУ}) = 0,0006a^{1,75}. \quad (3.8)$$

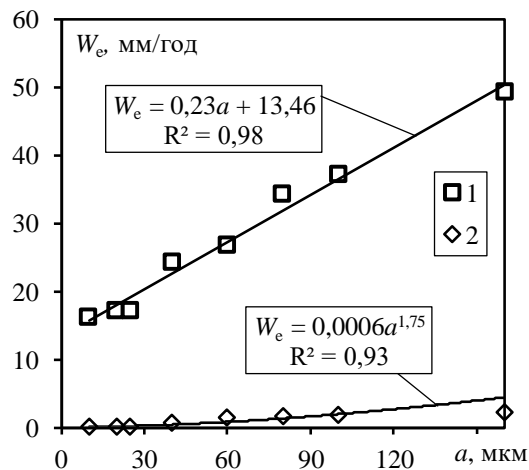


Рис. 3.8 – Зависимость скорости эрозионного износа  $W_e$ , мм/год от диаметра частиц для различных аппаратов: 1 – циклон; 2 – сепарационное устройство с дугообразными элементами

Как видно из численных экспериментов, непрерывное воздействие скоростного потока твердых частиц катализатора на стенки аппаратов в результате

их выбивания из запыленной среды приводит к постепенному образованию микро и макродефектов, которые могут быть выражены шероховатостью, лунками, кавернами, дырами и др. видами деформаций стенок. В результате, как отмечалось ранее, это приводит к увеличению расхода катализатора, потере давления в технологической линии и др. негативным последствиям [129, 130].

В ходе работы установлены прогнозы, что применение циклона в течение года для улавливания частиц катализатора размером от 10 до 170 мкм с большой долей вероятности приведет к образованию дыр, т.к. эрозионный износ составляет более 15 мм в год. При волнообразной структуре потока в сепарационном устройстве с дугообразными элементами скорость эрозионного износа при объемном расходе 1,7 м<sup>3</sup>/с составляет не более 2,31 мм. при толщине стенок более 3 мм с большой долей вероятности обеспечивается сохранность дугообразных элементов.

Следует отметить, что при использовании сепарационного устройства с дугообразными элементами эрозионному износу подвержены элементы, а не корпус устройства, соответственно, вероятность эрозионного износа корпуса предложенного сепарационного устройства сведена к минимуму, как и излишняя потеря катализатора.

### **3.3 Выводы по главе 3**

В 3 главе рассмотрено численное моделирование эрозионного износа циклона марки ЦН-15 и разработанного СУсДЭ. По результатам моделирования показано, что в процессе разделения газа от частиц катализатора при использовании двух устройств (циклона и сепарационного устройства с дугообразными элементами) установлено, что предлагаемое пылеулавливающее устройство при близких производственных режимах и параметрах (температура, давление, скорость, размер частиц и т.д.) позволяет снизить эрозионный износ в несколько раз (~ 6,5 раз). Меньший эрозионный износ нового сепарационного устройства относительно циклона обусловлен упорядоченной волнообразной структурой потока, при которой частицы с образованием вихрей более интенсивно

отбрасываются из газа в разные области элементов СУсДЭ, что позволяет уменьшить побочные процессы повреждения оборудования. Особенностью СУсДЭ относительно других центробежных сепараторов является возникновение центробежных сил более высоких значений. Вследствие того, что при огибании газом дугообразных элементов возникает множество точек образования вихрей, радиус которых имеет сравнительно маленькое значение, что позволяет эффективно проводить сепарацию из газовых потоков.

Показано, что с ростом среднего размера частиц катализатора (более 40 мкм) наблюдается увеличение скорости эрозии стенок у обоих изучаемых аппаратов. При этом, если при наличии частиц до 40 мкм эрозионному износу более подвержена в основном только верхняя часть циклона, то после износ стенок начинает проследиваться и в нижней цилиндрической части циклона, что вызвано крупностью частиц и их хаотичным ударением об корпус аппарата при седиментации.

При использовании сепарационного устройства с дугообразными элементами эрозии наиболее подвержены первые 2 ряда элементов. Это вызвано неполноценно сформировавшейся структурой запыленной среды в начале устройства. В результате прямолинейного и инерционного движения частицы попадают в одни и те же зоны первых двух рядов дугообразных элементов. Эрозионному износу в случае применения предложенного сепарационного устройства подвержены дугообразные элементы, что исключает появление дыр в корпусе устройства и потери катализатора.

Получены функции зависимости скорости эрозионного износа от диаметра частиц для циклона и сепарационного устройства с дугообразными элементами, позволяющих прогнозировать износ аппаратов. С точки зрения перспектив, сепарационное устройство с дугообразными элементами может быть рекомендовано для использования на нефтехимических предприятиях, в частности, в процессах дегидрирования  $C_4$ - $C_5$ -изопарафинов в олефины в реакторах с псевдоожиженным слоем катализатора.

## ГЛАВА 4. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ ПРИМЕНЕНИЯ СЕПАРАЦИОННОГО УСТРОЙСТВА С ДУГООБРАЗНЫМИ ЭЛЕМЕНТАМИ

Как было показано выше, реактора с псевдооживленным слоем катализатора широко используются во многих химических, нефтехимических процессах в промышленности. Обладают определенными преимуществами, однако существуют и некоторые проблемы, которые ограничивают их применение, например, перемещение твердых частиц в псевдооживленном слое увеличивает проблемы, связанные с потерями твердых частиц из-за их истирания и низкой эффективности улавливания. Потери твердых частиц в некоторых случаях являются одним из ключевых препятствий при внедрении процессов с псевдооживленным слоем, так как связаны со значительными эксплуатационными расходами даже при хорошо спроектированной установке. Истирание катализатора приведет также к снижению его эффективности, изменению условий эксплуатации реактора, потенциальному повреждению последующего оборудования и загрязнению окружающей среды [131, 132].

Таким образом, разработана конструкция сепарационного устройства с дугообразными элементами [133], обладающая относительной простотой изготовления, низкими эксплуатационными расходами при высокой степени разделения сепаратора. Распределение потока газ-твердое тело в системе циркуляции с псевдооживленным слоем требует построения математической модели и выбора эффективных условий эксплуатации и компоновки устройств в реакторе. В связи с этим для определения конструктивного расположения в реакторе с псевдооживленным слоем и параметров была разработана инженерная методика и технико-экономическое обоснование применения разработанного сепарационного устройства с дугообразными элементами.

#### 4.1 Инженерная методика расчета сепарационного устройства

Решение об использовании устройства следует принимать с учетом величины материальных затрат. Аналитическая компоновка производится на начальных этапах проектирования с целью получения параметров сепаратора. Поскольку сепаратор является сложной системой, состоящей из множества различных элементов, отличающихся от ранее известных и применяемых в реакторах с псевдооживленным слоем, целью настоящего исследования послужила необходимость создания методики расчета конструктивных параметров. В непосредственные задачи входит расположение сепарационных устройств относительно друг друга в реакторе. Для облегчения расчетов широко используют численные методы для решения задач, связанных с прогнозом и оптимизацией параметров, графические методы с использованием алгебраических уравнений в области геометрического построения и методов подобия.

Для выполнения компоновки сепарационного устройства необходимо знать расстояние между рядами дугообразных элементов  $l_1$ , м, (рис. 4.1). Определяют ее по формуле (2.1).

Расстояние от входа в сепарационное устройство до первого ряда дугообразных элементов  $l_0$ , м может быть рассчитано по выражению:

$$l_0 = \frac{l_1}{2}. \quad (4.1)$$

Длина сепарационной зоны  $l_2$ , м, включающая расстояние  $l_0$  и все ряды дугообразных элементов, определяется по выражению:

$$l_2 = l_1(n_1 - 1) + l_0 + \frac{d}{2}, \quad (4.2)$$

где  $n_1$  – количество рядов дугообразных элементов в сепарационном устройстве.



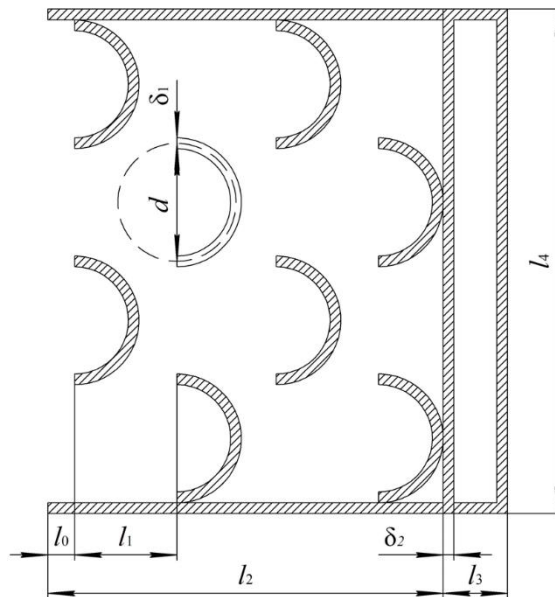


Рис. 4.1 – Размеры сепарационного устройства (вид сверху)

Общая длина сепарационного устройства  $l$ , м, вычисляется по выражению:

$$l = l_2 + l_3, \quad (4.3)$$

где  $l_3$  – длина выходного патрубка, м, определяется, в том числе, с учетом толщины стенок устройства  $\delta_2$ , м. В виду незначительности величины  $\delta_2$  относительно длины выходного патрубка, далее в инженерной методике примем допущение, что  $\delta_2 = 0$ .

Параметр  $l_3$  может быть определен из условия равнопроточности входа и выхода газовой среды в сепарационное устройство:

$$l_4 h_{in} = l_3 l_4, \quad (4.4)$$

где  $l_4$  – ширина сепарационного устройства, м;  $h_{in}$  – высота входного отверстия в сепарационное устройство, м.

Очевидно, что  $l_3 = h_{in}$ . Однако, для обеспечения компактности сепарационного устройства параметр  $l_3$  принимался по выражению:

$$l_3 = \frac{h_{in}}{2}. \quad (4.5)$$

Подставив в выражение (4.3) формулы (2.1), (4.1), (4.2) и (4.5), после преобразований получим:

$$l = d \left( \sqrt{0,75n_1 + 0,0669} \right) + \frac{h_{in}}{2}. \quad (4.6)$$

Ширина сепарационного устройства  $l_4$  при условии пренебрежения толщиной стенок дугообразных элементов ( $\delta_1 = 0$ ) определяется как:

$$l_4 = 2dn_2, \quad (4.7)$$

где  $n_2$  – количество дугообразных элементов в одном ряду.

Ввиду того, что реактор цилиндрической формы, для компактного размещения сепарационных устройств в нем была принята прямоугольная компоновка (рис. 4.2). Все элементы расположены в одной плоскости и размещались параллельно через определенный шаг равный  $l_5$ .

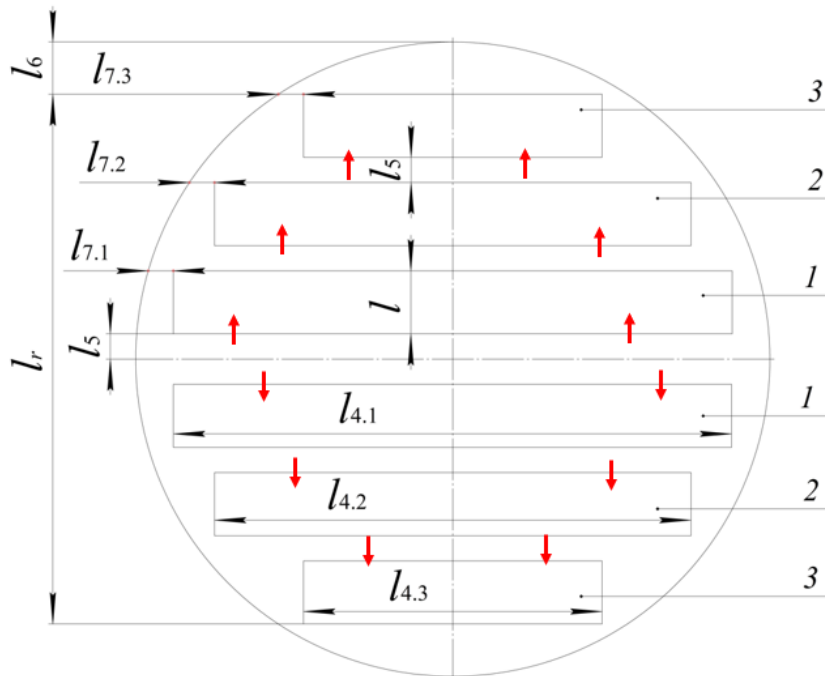


Рис. 4.2 – Пример размещения сепарационных устройств в реакторе

Расстояние  $l_r$ , м, занимаемое сепарационными устройствами с дугообразными элементами в реакторе, рассчитывалось по выражению:

$$l_r = 2n_3(l_5 + l), \quad (4.8)$$

где  $n_3$  – количество расположенных сепарационных устройств в первой половине реактора, исходя из условия симметрии относительно продольной оси реактора.

Расстояние от последнего сепарационного устройства до стенки корпуса реактора  $l_6$ , м, рассчитывается по выражению:

$$l_6 = \frac{D - l_r}{2}, \quad (4.9)$$

где  $D$  – диаметр реактора, м.

В зависимости от количества сепарационных устройств и их локального размещения в реакторе изменяется их расчетная ширина  $l'_{4,i}$ , м, где  $i$  – порядковый номер попарно размещенных сепарационных устройств в реакторе относительно его центра (рис. 4.2). Ввиду этого формула (4.7) преобразовывается к виду:

$$l'_{4,i} = 2dn'_{2,i}, \quad (4.10)$$

где  $n'_{2,i}$  – расчетное значение количества дугообразных элементов в одном ряду  $i$ -ых сепарационных устройств в реакторе.

Очевидно, что  $n'_{2,i}$  должно принимать целое значение. При этом расчетное значение необходимо округлять до целого числа в меньшую сторону. Это позволит конструктивно вместить  $i$ -ые сепарационные устройства в реакторе по его ширине. Также необходимо обеспечить достаточное место между боковыми стенками  $i$ -ых сепарационных устройств и стенками реактора для установки креплений. Ввиду этого количество дугообразных элементов  $n_{2,i}$  в одном ряду  $i$ -ых сепарационных устройств рассчитывалось по выражению:

$$n_{2,i} = \lfloor n'_{2,i} \rfloor - 1, \quad (4.11)$$

где  $\lfloor n'_{2,i} \rfloor$  – количество дугообразных элементов в ряду  $i$ -ых сепарационных устройств, округленного в меньшую сторону.

В соответствии с выражением (4.10) формулу (4.11) можно записать:

$$n_{2,i} = \left\lfloor \frac{l'_{4,i}}{2d} \right\rfloor - 1. \quad (4.12)$$

Тогда ширина  $i$ -ых сепарационных устройств  $l_{4,i}$ , м, будет определяться по выражению:

$$l_{4,i} = 2dn_{2,i}. \quad (4.13)$$

Расстояние от боковой стенки  $i$ -ых сепарационных устройств до стенки реактора  $l_{7,i}$ , м, определялось по формуле:

$$l_{7,i} = \frac{l'_{4,i} - l_{4,i}}{2} + 0,05. \quad (4.14)$$

При определении параметра  $l_{7,i}$  точкой отсчета является угловая точка  $i$ -ых сепарационных устройств, находящихся в его задней части (рис. 4.3).

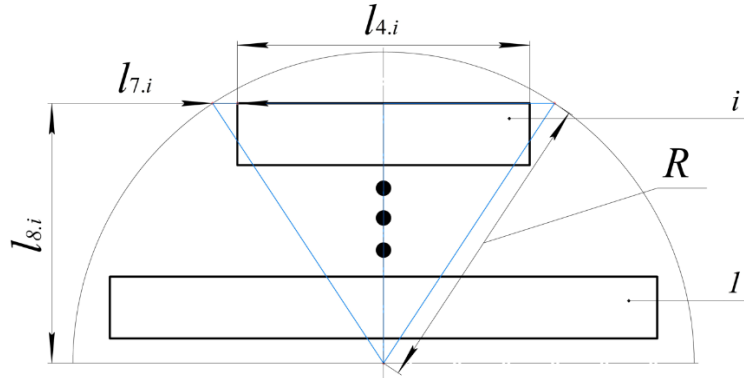


Рис. 4.3 – Пример размещения  $i$ -ых сепарационных устройств в реакторе

Из рис. 4.3 можно записать R:

$$R^2 = l_{8,i}^2 + \left(l'_{7,i} + \frac{l'_{4,i}}{2}\right)^2. \quad (4.15)$$

С другой стороны, расчетный параметр  $l'_{4,i}$  может быть определен по формуле в соответствии с теоремой Пифагора, применимой к рис. 4.3:

$$l'_{4,i} = 2\sqrt{R^2 - l_{8,i}^2} - 2l'_{7,i}, \quad (4.16)$$

где  $R$  – радиус реактора, м;  $l_{8,i} = i(l_5 + l)$  – расстояние от центра реактора до задней стенки  $i$ -ых сепарационных устройств, м;  $l'_{7,i}$  – заданное приближенное значение расстояния от боковой стенки  $i$ -ого сепарационного устройства до стенки реактора.

Из условия равнопроточности движения воздуха между соседними сепарационными устройствами и входа в  $i$ -ые сепарационные устройства можно определить расстояние  $l_5$ :

$$l_{8,i} = i(l_5 + l), \quad (4.17)$$

$$l_5 \approx h_{in}. \quad (4.18)$$

После подстановки выражений (4.6) и (4.18) получим, что:

$$l_{8,i} = id \left( \sqrt{0,75n_1} + 0,0669 \right) + 1,5ih_{in}. \quad (4.19)$$

Подставим выражение (4.19) в уравнение (4.16):

$$l'_{4,i} = 2\sqrt{R^2 - (0,0669id + 1,5ih_{in} + \sqrt{0,75idn_1})^2} - 2l'_{7,i}. \quad (4.20)$$

Расчетная скорость на входе в сепарационные устройства в реакторе  $w'_{in}$ , м/с, может быть определена с помощью уравнения неразрывности:

$$G = 2\rho w'_{in} h_{in} \sum_{i=1}^{n_3} l'_{4,i}, \quad (4.21)$$

где  $G$  – массовый расход газа в реакторе, кг/с;  $\rho$  – плотность газа, кг/м<sup>3</sup>.

Подставив уравнение (4.20) в уравнение (4.21), упростив и выразив скорость газа на входе в сепарационные устройства  $w'_{in}$  получим:

$$w'_{in} = \frac{0,5Q}{2h_{in} \sum_{i=1}^{n_3} \sqrt{\left(\frac{D}{2}\right)^2 - i \left(0,0669d + 1,5h_{in} + \sqrt{0,75dn_1}\right)^2} - l_{7,i}}, \quad (4.22)$$

где  $Q$  – объемный расход газа в реакторе, м<sup>3</sup>/с.

Необходимо отметить, что параметры  $l'_{4,i}$  и  $l'_{7,i}$  должны быть пересчитаны по формулам (4.13) и (4.14). При этом некоторые значения конструктивных и технологических параметров должны входить в эффективные числовые диапазоны соответствующих параметров, полученных ранее в ходе численных исследований на основе аппроксимированных функций [18]:

$$\Delta p = f(w_{in}, d, n_1, h_{in}), \quad (4.23)$$

$$E = f(w_{in}, d, a, n_1, \rho_a, h_{in}), \quad (4.24)$$

где  $a$  – размер частиц, мкм;  $\rho_a$  – плотность частиц, кг/м<sup>3</sup>.

### Алгоритм расчета

Таким образом, может быть реализована следующая блок-схема для расчета конструктивных параметров сепарационных устройств, их количества и расположения относительно друг друга в реакторе с псевдооживленным слоем (рис. 4.4). Рекомендуется следующий алгоритм расчета для выбора и анализа

сепарационных элементов, обеспечивающих требуемое расположение при заданных параметрах. Всего можно выделить 15 расчетных шагов:

1. Ввод параметров. Объемный расход газа  $Q$ , м<sup>3</sup>/с и диаметр реактора  $D$ , м принимаются в соответствии с паспортом объекта и режимом работы реактора. Ввод зависимостей (4.23) и (4.24). Параметр  $l'_{7,i}$  в первом приближении принимается равным 50 мм.

2. На основе ранее полученных зависимостей (4.23) и (4.24), их анализа или обработки с помощью нейросетей определяются эффективные диапазоны параметров:  $w_{in}(\text{опт})$ ,  $d$ ,  $n_1$  и  $h_{in}$ .

3. Вывод параметров  $w_{in}(\text{опт})$ ,  $d$ ,  $n_1$  и  $h_{in}$ .

4. Расчет параметров  $l'_{4,i}$  определяется по формуле (4.20),  $l_5$  рассчитывается по формуле (4.18),  $l_{8,i}$  определяется по формуле (4.19),  $n_3$  определяется по количеству  $l'_{4,i}$ , общей длины сепарационного устройства  $l$  по формуле (4.6), расстояние, занимаемое сепарационными устройствами в реакторе  $l_r$  по формуле (4.8), расстояние от последнего сепарационного устройства до стенки реактора  $l_6$  по формуле (4.9), расстояние между рядами элементов  $l_1$  по формуле (2.1), длина сепарационной зоны  $l_2$  по формуле (4.2), длина выходного патрубка  $l_3$  по формуле (4.5), расстояние от входа в сепарационное устройство до первого ряда дугообразных элементов  $l_0$  по формуле (4.1), расчетное значение количества дугообразных элементов в одном ряду  $i$ -ых устройств  $n'_{2,i}$  можно получить из формулы (4.10).

5. Проверка является ли числовое значение параметра  $n'_{2,i}$  целым числом.

6. Если да, то количество дугообразных элементов в одном ряду  $i$ -ых устройств  $n_{2,i}$  определяется по формулам (4.11), (4.12) без округления  $n'_{2,i}$  до целого числа.

7. Если нет, то количество дугообразных элементов в одном ряду  $i$ -ых устройств  $n_{2,i}$  определяется по формуле (4.11), (4.12) с округлением  $n'_{2,i}$  до наименьшего целого значения.

8. Вывод  $l'_{4,i}$ ,  $l_5$ ,  $l_{8,i}$ ,  $n_3$ ,  $l$ ,  $l_r$ ,  $l_6$ ,  $l_1$ ,  $l_2$ ,  $l_3$ ,  $l_0$  и  $n_{2,i}$ .

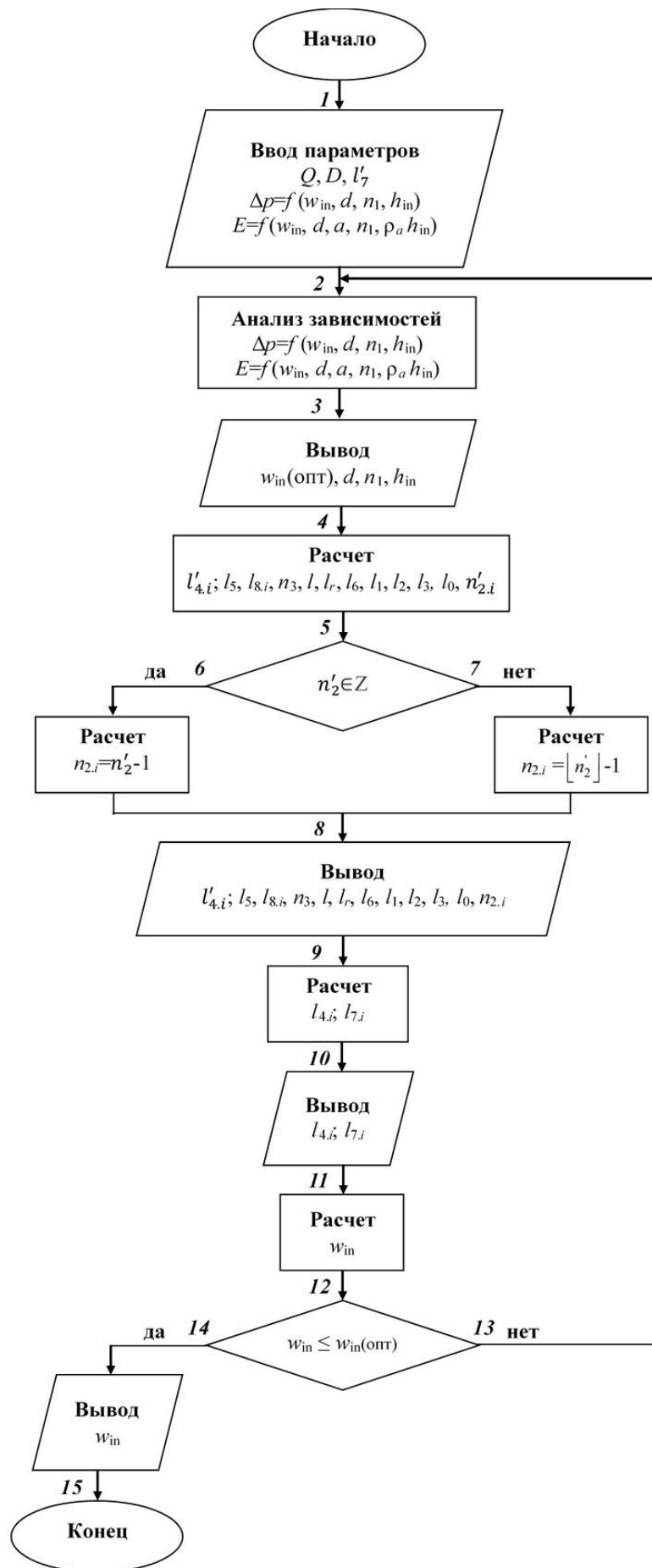


Рис. 4.4 – Блок схема расчета

9. Расчет параметров: ширина  $i$ -ых сепарационных устройств  $l_{4,i}$  по формуле (4.13), расстояние от боковой стенки  $i$ -ых сепарационных устройств до стенки реактора  $l_{7,i}$  по формуле (4.14).

10. Вывод  $l_{4,i}$  и  $l_{7,i}$ .

11. Расчет скорости на входе в сепарационные устройства  $w_{in}$ , м/с.

12. Сравнение расчетного значения скорости на входе в сепарационные устройства  $w_{in}$  и  $w_{in(опт)}$ .

13. Если  $w_{in} > w_{in(опт)}$ , то осуществляется возврат к шагу № 2. Параметры  $w_{in(опт)}$ ,  $d$ ,  $n_1$  и  $h_{in}$  принимаются другим значениям из эффективных диапазонов, которые получены на шаге № 2.

14. Если  $w_{in} \leq w_{in(опт)}$ , то осуществляется вывод  $w_{in}$ .

15. Конец.

Рассчитаем значения скорости на входах в сепарационные устройства  $w_{in}$ , м/с и иные конструктивные параметры. Известно, что диаметр реактора составляет 6 м, объемный расход газа на входе в реактор составляет 1,7 м<sup>3</sup>/с. В первом приближении примем  $l'_{7,i} = 50$  мм, что позволит установить крепления для фиксации сепарационных устройств в реакторе. На основе ранее проведенных исследований и анализа полученных зависимостей (4.23) и (4.24) будем рассматривать наиболее эффективные числовые диапазоны следующих параметров:  $100 < h_{in}$ , мм  $< 300$ ,  $20 < d$ , мм  $< 60$ ,  $8 < n_1 < 12$  и  $w_{in(опт)} \leq 2$  м/с. Стоит отметить, что при скорости газа на входе в сепарационные устройства более 2 м/с эффективность улавливания частиц снижается, т.к. они отскакивают от дугообразных элементов обратно в поток. В ходе расчетов при варьировании одного или другого параметра остальные принимались следующим базовым значениям:  $h_{in} = 200$  мм,  $d = 50$  мм и  $n_1 = 12$ .

### **Результаты и обсуждение**

Расчетные зависимости, представленные на рис. 4.5, 4.6, показали, что предлагаемое конструктивное расположение сепарационных устройств в реакторе с псевдооживленным слоем с выбранными конструктивными параметрами позволит обеспечить входную скорость газа менее 2 м/с, при которой достигается



максимальная эффективность улавливания частиц и низкое гидравлическое сопротивление сепараторов. Увеличение диаметра дугообразных элементов и уменьшение высоты входного отверстия приводит к росту скорости на входе в сепарационные устройства, т.к. проходное сечение для газа уменьшается. Следовательно, скорость возрастает. Можно отметить, что на изменение входной скорости в большей мере влияет диаметр дугообразных элементов и высота входного отверстия относительно количества рядов (рис. 4.5). Анализ зависимостей количества дугообразных элементов в каждом ряду  $i$ -ых сепарационных устройств от их позиции в реакторе показал, что первоначально целесообразно увеличивать диаметр элементов  $d$ , т.к. это существенно снижает их количество в устройствах, следовательно, уменьшается металлоемкость (рис. 4.6).

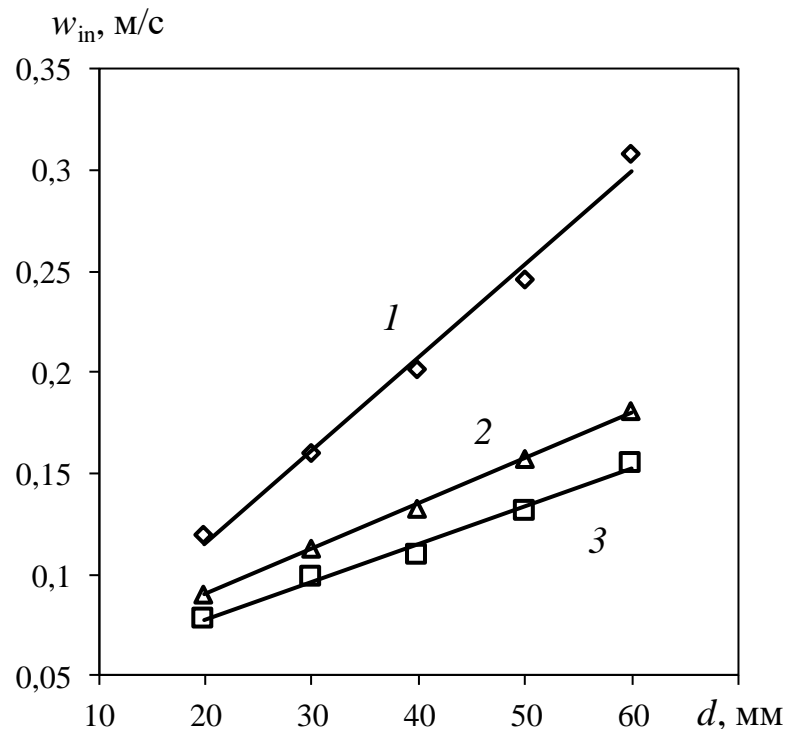


Рис. 4.5 – Изменение входной скорости в сепарационные устройства при диаметре дугообразных элементов и высоте входного отверстия  $h_{in}$ , мм: 1 – 100; 2 – 200; 3 – 300;  $n_l = 12$

При диаметре дугообразных элементов  $d$  от 20 до 60мм скорость на входе в сепарационные устройства варьируется в диапазоне 0,12-0,31, 0,09-0,18 и 0,08-0,16 м/с при высоте входного отверстия  $h_{in}$  равной 100, 200 и 300 мм

соответственно. При увеличении  $h_{in}$  от 100 до 200 мм скорость  $w_{in}$  в среднем уменьшается на 33,1%, увеличение  $h_{in}$  от 200 до 300 мм приводит к снижению скорости  $w_{in}$  в среднем на 14,5% (рис. 4.5).

При диаметре дугообразных элементов от 20 до 60 мм скорость на входе в сепарационные устройства лежит в диапазоне значений 0,07-0,13, 0,08-0,16 и 0,09-0,18 м/с при количестве рядов дугообразных элементов 8, 10 и 12 штук соответственно. При этом входная скорость  $w_{in}$  повышается в среднем на 12,9 и 12,8% при увеличении  $n_1$  от 8 до 10 шт. и от 10 до 12 шт. соответственно. Стоит отметить, что при больших диаметрах элементов  $d$  разница в скорости на входе в сепарационные устройства при постоянном значении  $n_1$  увеличивается. Это объясняется тем, что общее число сепарационных устройств в реакторе изменяется.

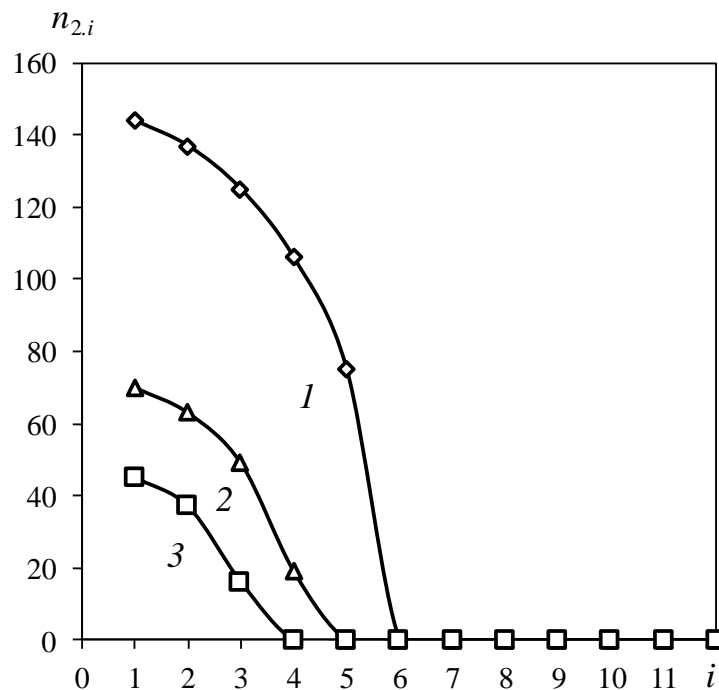


Рис. 4.6 – Изменение количества дугообразных элементов в каждом ряду  $i$ -ых сепарационных устройств от их положения в реакторе при диаметре элементов  $d$ , мм: 1 – 20; 2 – 40; 3 – 60;  $h_{in} = 200$  мм,  $n_1 = 12$

Максимальное количество дугообразных элементов  $n_{2,i}$  в каждом ряду  $i$ -ых сепарационных устройств составляет 144, 70 и 45 шт. при диаметре элементов  $d$  равным 20, 40 и 60 мм соответственно. Количество  $i$ -х сепарационных устройств в

реакторе изменяется в диапазоне 1-5, 1-4 и 1-3 при изменении  $n_{2,i}$  от 144 до 75, от 70 до 19 и от 45 до 16 шт. соответственно (рис. 4.6).

Максимальное количество дугообразных элементов  $n_{2,i}$  в каждом ряду  $i$ -ых сепарационных устройств составляет 56, 56 и 55 шт. при количестве рядов  $n_1$  равном 8, 10 и 12 шт. соответственно. Количество  $i$ -ых сепарационных устройств в реакторе изменяется в диапазоне 1-4, 1-4 и 1-3 при изменении  $n_{2,i}$  от 56 до 27, от 56 до 9 и от 55 до 32 шт. соответственно.

Таким образом, представленная инженерная методика позволяет сочетать в себе расчет как технологических параметров сепарационных устройств с дугообразными элементами, так и конструктивных, а также их корреляцию на эффективность и гидравлическое сопротивление.

#### **4.2 Техничко-экономический расчет сепарационного устройства**

Внедрение инновационного оборудования на промышленных предприятиях с целью повышения эффективности производственных процессов, оптимизации использования ресурсов, повышения качества конечной продукции и увеличения денежных потоков является актуальной задачей [134, 135]. Однако, успешное внедрение инновационных технологий подразумевает не только достижение преимуществ, но и минимизацию возможных рисков, которые могут привести к отрицательным экономическим эффектам [136, 137]. Для их минимизации одним из ключевых аспектов является комплексный анализ, включающий проведение объективного сравнительного исследования технических и финансовых характеристик при внедрении нового оборудования взамен используемому. Технический анализ включает в себя оценку параметров инновационного оборудования, необходимых для функционирования технологических процессов. Финансовый анализ включает в себя проведение расчетов на приобретение, монтаж и обслуживание инновационного оборудования. Также осуществляется прогнозирование экономических эффектов в долгосрочной перспективе. На основе сравнения стоимости внедрения инновационного оборудования на промышленном предприятии с ожидаемыми финансовыми выгодами проводится экономическое

обоснование данного проекта с возможностью его реализации. Анализ научных публикаций показывает широкую применимость данных методов. В работе [138] авторы проводят экономическую оценку внедрения безотходных технологий на примере производства сухого молока. На основе расчета годового экономического эффекта и срока окупаемости капитальных вложений доказываем перспективность применения роторного аппарата. В статье [139] проводится экономическое обоснование оптимального решения при создании транспортного беспилотного летательного аппарата. В работах [140-143] проводятся технико-экономические оценки разработки устройства для профилактики остановки дыхания во время сна, применения новой аддитивной технологии, применения мультивихревого классификатора-сепаратора и выбора профиля сетчато-поточной пластины теплообменника. Таким образом, экономическое обоснование внедрения инновационного оборудования на предприятиях является важной составляющей для его комплексной оценки.

Одна из таких задач стоит перед предприятиями, которые используют в своих технологических линиях реакторы с псевдоожиженным слоем, применяемые, например, для получения олефинов, впоследствии используемые для производства полиэтилена, поликарбонатов, клеев, спирта и пр., путем дегидрирования изопарафинов [122, 144].

Предлагается заменить циклонные сепараторы в реакторах с псевдоожиженным слоем на СУсДЭ (рис. 1.22, 2.1) [145, 146].

Целью данного подраздела является провести технико-экономическое обоснование внедрения СУсДЭ в реакторах с псевдоожиженным слоем.

Ранее проведенный расчет по инженерной методике показал, что для замены циклонных сепараторов в реакторе необходимо 6 СУсДЭ. Их расположение в верхней части реактора на выходе из него представлено на рис. 4.2. Ожидается, что будет установлено 3 попарных СУсДЭ одинаковой ширины  $l_{4,i}$ , где  $i$  – порядковый номер попарно расположенных СУсДЭ относительно центра реактора (для данного случая  $i$  изменяется от 1 до 3). Схематично реактор делится на две полуокружности. Входные отверстия СУсДЭ направлены к центру реактора. Таким образом, газовый

поток с частицами катализатора, поднимаясь в реакторе до СУсДЭ, в зависимости от их расположения в верхней или нижней полуокружности входит в сепарационные устройства слева направо или наоборот. Длина  $l$  каждого СУсДЭ одинаковая. Однако, с отдалением попарных СУсДЭ от центра реактора их ширина  $l_{4,i}$  уменьшается.

### Методы

Внедрение СУсДЭ на промышленном предприятии требует детального технико-экономического обоснования, которое основано на различных методах оценки инвестиций [147]. На текущий момент времени к наиболее ключевым методам относят дисконтирование денежных потоков, срок окупаемости инвестиций, коэффициент эффективности, рентабельность инвестиций, чистая текущая стоимость и др. В основе всех представленных методов лежит сравнение денежных потоков, направленных на инвестиции в проект, и будущих финансовых поступлений от проекта [148, 149].

В ходе технико-экономического обоснования данного проекта рассчитывались коэффициент дисконтирования  $Kd$ , дисконтирование денежных потоков DCF, чистый дисконтированный доход  $NPV$ , индекс доходности  $PI$  и дисконтированный срок окупаемости  $DPP$ .

Коэффициент дисконтирования  $Kd$ , позволяющий спрогнозировать стоимость будущих денежных сумм к эквиваленту на текущее время, вычислялся по выражению (4.25):

$$Kd = \frac{1}{(1+r)^t}, \quad (4.25)$$

где  $r$  – ставка дисконтирования;  $t$  – период (год) реализации проекта по внедрению СУсДЭ.

В общем случае ставка дисконтирования зависит от ликвидности промышленного предприятия и его финансового положения в целом. Также оцениваются рыночные ставки, риски проекта и пр. Учитывая, что в данной работе внедрение инновационного оборудования планируется не на конкретном заводе,

рассматривается любое предприятие, которое использует в технологической линии реактор с псевдооживленным слоем, то для расчетов примем  $r = 0,16$ .

Дисконтирование денежных потоков  $DCF$ , позволяющее оценить стоимость инвестиций на основе будущих финансовых потоков, приведенных к их эквиваленту в настоящее время, рассчитывалось по выражению (4.26):

$$DCF = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t}, \quad (4.26)$$

где  $CF_t$  – финансовые потоки в год, включая амортизационные отчисления, тыс. руб.

Чистый дисконтированный доход  $NPV$ , тыс. руб., позволяющий оценить разницу между общими дисконтированными доходами и суммарными дисконтированными затратами инвестиционного проекта за определенный промежуток времени, вычислялся по выражению (4.27):

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t} - |IC|, \quad (4.27)$$

где  $IC$  – денежные инвестиции в проект в начальный момент времени, тыс. руб.

Индекс доходности  $PI$ , позволяющий оценить доходности инвестиционного проекта, рассчитывается по выражению (4.28). При этом проект является рентабельным в случае  $PI \geq 1$ .

$$PI = \frac{NPV}{IC} + 1. \quad (4.28)$$

Дисконтированный срок окупаемости  $DPP$ , позволяющий определить количество времени, необходимое для того, чтобы дисконтированные денежные потоки инвестиции покрыли первоначальные затраты на нее, рассчитывается по выражению (4.29):

$$DPP = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+r)^t} \geq IC. \quad (4.29)$$

Оценочную стоимость внедрения СУсДЭ в реактор с псевдооживленным слоем можно рассчитать по выражению (4.30):

$$K = K_{\text{mat}} + K_n + K_{\text{пр}}, \quad (4.30)$$

где  $K_{\text{mat}}$  – материальные затраты, тыс. руб.;  $K_n$  – накладные расходы, тыс. руб.;  $K_{\text{пр}}$  – прочие расходы, тыс. руб.

К материальным затратам относят расходы, связанные с приобретением и использованием материалов для изготовления СУсДЭ. В данном случае операционные расходы, направленные на разработку конструкторской документации СУсДЭ, которая напрямую была использована в процессе его изготовления относилась также к материальным затратам. Стоимость изготовления 6 СУсДЭ, согласно представленной схеме на рисунке 2, представлена в таблице 1, составляет около 3578 тыс. руб. Стоит отметить, что в дополнительные услуги в том числе входят транспортно-заготовительные расходы.

Таким образом, оценочный расчет изготовления 6 СУсДЭ проводился на основе суммы стоимости стали 12X18H10T, гибки и лазерной резки металла, сварки, стоимости разработки проекта и дополнительных услуг.

Стоимость стали 12X18H10T  $C$ , требуемой для изготовления 6 СУсДЭ, тыс. руб. вычислялась по выражению (4.31):

$$C = mC_{12X18H10T}, \quad (4.31)$$

где  $m$  – масса стали 12X18H10T, которая требуется для изготовления 6 СУсДЭ, кг;  $C_{12X18H10T}$  – стоимость 1 кг стали, тыс. руб. На основе открытых данных принималось, что  $C_{12X18H10T}$  составляет 0,2 тыс. руб.

Общая масса стали  $m$ , кг рассчитывается по выражению (4.32):

$$m = m_d + m_p + m_v + m_b + m_h, \quad (4.32)$$

где  $m_d$ ,  $m_p$ ,  $m_v$ ,  $m_b$ , и  $m_h$  – требуемая масса стали на изготовление дугообразных элементов, кг (4.33), продольных пластин, кг (4.34),  $V$  – образных пластин, кг (4.35), корпуса, кг (4.36) и бункера, кг (4.37) соответственно.

$$m_d = \pi d n_1 \rho_m h_d \delta_1 \sum_{i=1}^{n_3} n_{2,i}, \quad (4.33)$$

где  $d$  – диаметр элементов, м;  $n_1$  – количество рядов дугообразных элементов в одном СУ;  $\rho_m$  – плотность стали 12X18H10T, кг/м<sup>3</sup>;  $h_d$  – высота дугообразных

элементов, м;  $\delta_1$  – толщина дугообразных элементов, м;  $n_{2,i}$  – количество дугообразных элементов в одном ряду  $i$ -ого СУ;  $n_3$  – количество пар СУ в реакторе.

$$m_p = 2\rho_m h_p l_p \delta_p \sum_{i=1}^{n_3} n_{2,i}, \quad (4.34)$$

где  $h_p$ ,  $l_p$ ,  $\delta_p$  – высота, м, ширина, м, и толщина, м, продольных пластин в СУ соответственно.

$$m_V = 2\rho_m \left[ 2\delta_V h_V (n_1 - 1) + \delta_{V,1} b_{V,1} + \delta_{V,2} b_{V,2} \right] \sum_{i=1}^{n_3} l_{4,i}, \quad (4.35)$$

где  $\delta_V$ ,  $h_V$  – толщина, м, и высота, м, поперечных  $V$ -образных пластин соответственно;  $\delta_{V,1}$ ,  $h_{V,1}$  – толщина, м, и длина, м, пластин первого ряда  $V$ -образных пластин, расположенных в их нижней части, соответственно;  $\delta_{V,2}$ ,  $h_{V,2}$  – толщина, м, и длина, м, пластин последнего ряда  $V$ -образных пластин, расположенных в их нижней части, соответственно;  $l_{4,i}$  – ширина  $i$ -ого сепарационного устройства, м.

$$m_b = 2\rho_m \left( 2\delta_{b,2} h_{b,2} n_3 l + \sum_{i=1}^{n_3} l_{4,i} [\delta_{b,1} h_{b,1} + \delta_{b,3} h_{b,3} + \delta_{b,4} n_3 l] \right), \quad (4.36)$$

где  $\delta_{b,1}$ ,  $h_{b,1}$  – толщина, м, и высота, м, пластин корпуса, расположенных на встречу потоку соответственно;  $\delta_{b,2}$ ,  $h_{b,2}$  – толщина, м, и высота, м, боковых пластин корпуса соответственно;  $l$  – ширина 1 СУ, м;  $\delta_{b,3}$ ,  $h_{b,3}$  – толщина, м, и высота, м, задних пластин корпуса соответственно;  $\delta_{b,4}$  – толщина верхних пластин корпуса, м.

$$m_h = 2\rho_m \left( 2\delta_{h,2} h_{h,2} n_3 l + [\delta_{h,1} h_{h,1} + \delta_{h,3} h_{h,3}] \sum_{i=1}^{n_3} l_{4,i} \right), \quad (4.37)$$

где  $\delta_{h,1}$ ,  $h_{h,1}$  – толщина, м, и высота, м, пластин бункера, расположенных на встречу потоку соответственно;  $\delta_{h,1}$ ,  $h_{h,1}$  – толщина, м, и высота, м, боковых пластин бункера соответственно;  $\delta_{h,3}$ ,  $h_{h,3}$  – толщина, м, и высота, м, задних пластин бункера соответственно.

На основе ранее проведенных расчетов по инженерной методике и справочных данных было установлено, что  $d = 0,05$  м,  $\rho_m = 7900$  кг/м<sup>3</sup>,  $n_1 = 12$ ,



$\delta_1 = 0,003$  м,  $n_{2.1} = 55$ ,  $n_{2.2} = 48$ ,  $n_{2.3} = 32$ ,  $\delta_p = 0,002$  м,  $\delta_V = 0,002$  м,  $\delta_b = 0,002$  м,  $\delta_h = 0,002$  м,  $l_{4.1} = 5,5$  м,  $l_{4.2} = 4,8$  м,  $l_{4.3} = 3,2$  м,  $h_{b.1} = 0,475$  м,  $h_{b.2} = 0,506$  м,  $h_{b.3} = 0,506$  м,  $l = 0,623$  м,  $h_{h.1} = 0,82$  м,  $h_{h.2} = 0,605$  м,  $h_{h.3} = 0,680$  м,  $l_p = 0,501,3$  м,  $h_p = 0,17$  м,  $h_V = 0,166$  м,  $b_{V.1} = 0,027$  м,  $b_{V.2} = 0,011$  м.

При расчетах стоимость гибки металла принималась равной 17 руб./шт. для дугообразных элементов, гибка металла листов различной длины составляла от 20 руб. Лазерная резка нержавеющей стали принималась от 40 руб./1 п.м. в зависимости от толщины. Сварочные работы в совокупности оценивались в 100 тыс.руб. (таблица 4.1).

Таблица 4.1 – Стоимость изготовления шести сепарационных устройств с дугообразными элементами

№ п/п	Элементы	Количество, шт.	Стоимость стали 12Х18Н10Т, тыс. руб.	Стоимость гибки металла, тыс. руб.	Стоимость резки металла, тыс. руб.
1	Дугообразные элементы	3240	241	55	42
2	Продольные пластины	270	73	–	8
3	Поперечные V-образные пластины	132	315	18	7
4	Корпус устройства	6	255	16	4
5	Бункер устройства	6	140	–	4
Итого			1023,7	89,5	64,7
Сварочные работы, тыс. руб.			100		
Стоимость разработки проекта, тыс. руб.			1500		
Дополнительные услуги, тыс. руб.			800		
Общая стоимость, тыс. руб.			3578		

Накладные расходы  $K_n$  принимались как 40 % от материальных затрат. Прочие расходы принимала как 20 % от материальных затрат проекта. Таким образом,  $K_n = 1432$  тыс. руб.,  $K_{пр} = 716$  тыс. руб. Общие расходы  $K$ , рассчитанные по формуле (4.30), составили 5726 тыс. руб.

Финансовые потоки в год  $CF$  от внедрения СУсДЭ в реактор с псевдооживленным слоем рассчитать практически невозможно. С одной стороны,

сепарационные устройства в реакторах позволяют сохранять катализатор, т.е. экономить важный дорогостоящий материал. С другой стороны, не уловленные частицы сепарационными аппаратами могут попасть в окружающую среду, что приводит к негативным экологическим последствиям. В общем случае такие данные являются коммерческой тайной. При этом известно, что стоимость катализатора 20 т составляет около 2 млн. руб., в реакторе находится около 240 т. Как отмечалось ранее, на текущий момент в реакторах используются циклонные сепараторы. Относительно предлагаемых СУсДЭ они обладают более высоким гидравлическим сопротивлением, соответственно, энергетические затраты на прокачку газового потока через них возрастают. Ввиду более высоких рабочих скоростей в циклонных сепараторах их износ достаточно интенсивный. Эксплуатационный срок циклонных сепараторов составляет около 10 лет. Учитывая повышенную нагрузку на них в реакторах с псевдоожиженным слоем, реальный их износ происходит быстрее. На основе анализа данной информации было рассмотрено, что финансовые потоки в год  $CF$  от внедрения СУсДЭ, включая амортизационные отчисления, составляют 3500 тыс. руб. Как показано выше, денежные инвестиции в проект в начальный момент времени  $IC$  составляют около 5726 тыс. руб.

При сравнении технических характеристик принималось, что гидравлическое сопротивление 12 циклонных сепараторов в реакторе (используется 6 пар последовательно установленных циклонных) составляет около 9000 Па (гидравлическое сопротивление 1 циклона около 1500 Па), гидравлическое сопротивление 6 СУсДЭ составляет около 3600 Па (гидравлическое сопротивление 1 СУсДЭ составляет менее 600 Па).

Энергетические затраты  $N$ , кВт определялись по выражению (4.38):

$$N = \frac{Q\Delta p}{1000\eta}, \quad (4.38)$$

где  $Q$  – расход газа с частицами катализатора, м<sup>3</sup>/с;  $\Delta p$  – гидравлическое сопротивление аппаратов, Па;  $\eta$  – коэффициент полезного действия вентиляторного агрегата.

Годовое потребление электроэнергии  $N_r$ , кВт·ч определялось по выражению (4.39):

$$N_r = N\tau, \quad (4.39)$$

где  $\tau$  – время работы в году, ч.

В ходе расчетов  $Q$  принималось равным  $1,7 \text{ м}^3/\text{с}$ ,  $\tau$  составляло 8520 ч.

При внедрении СУсДЭ в реактор с псевдооживленным слоем ежегодная сумма амортизации  $A_{\text{год}}$  рассчитывается по выражению (4.40):

$$A_{\text{год}} = \frac{C_n H_a}{100\%}, \quad (4.40)$$

где  $C_n$  – первоначальная стоимость устройства, руб.;  $H_a$  – норма амортизации, %.

Таблица 4.2 – Начисление годовой амортизации при реализации проекта по внедрению СУсДЭ на промышленном предприятии

Срок полезного использования, год	Остаточная стоимость на начало года, тыс. руб.	$H_a$ , %	Сумма годовых амортизационных отчислений, тыс. руб.	Балансовая стоимость, руб.
1	5726	10	572,6	5153,4
2	5153,4			4580,8
3	4580,8			4008,2
4	4008,2			3435,6
5	3435,6			2863
6	2863,0			2 290
7	2290,4			1717,8
8	1717,8			1145,2
9	1145,2			572,6
10	572,6			0

Для расчета  $H_a$  применяется выражение (4.41):

$$H_a = \frac{1}{N} 100\%, \quad (4.41)$$

где  $N$  – срок полезного использования сепаратора, год. Примем срок полезного использования СУсДЭ аналогично циклонным сепараторам – 10 лет. В таком случае ежегодная сумма амортизации, рассчитанную линейным способом, представлена в таблице 4.2.

## Результаты

Технико-экономическое сравнение 6 СУсДЭ и циклонных сепараторов показало, что оценочная стоимость реализации проекта по внедрению СУсДЭ в

реактор с псевдооживленным слоем ниже стоимости проекта по циклонным сепараторам в 2,6 раза, экономия может составить до 9274 тыс. руб. При этом металлоемкость 6 СУсДЭ, рассчитанная по формуле (4.32) ниже, чем у 12 циклонных сепараторов в 1,4 раза. Высокая эффективность улавливания катализатора достигается обоими типами аппаратов. Однако, при использовании СУсДЭ необходимым требованием является скорость газопылевого потока менее 2 м/с, при использовании циклонных сепараторов скорость газопылевого потока должна составлять в разы большие значения. Данные особенности влияют на гидравлическое сопротивление, потребляемую мощность, годовое потребление электроэнергии, износ катализатора и сепарационных аппаратов. Очевидно, что по данным параметрам выгоднее себя показывает СУсДЭ. Годовое потребление электроэнергии СУсДЭ в 2,5 раза меньше, чем у циклонных сепараторов. При использовании 6 СУсДЭ относительно 12 циклонных сепараторов экономия может составить до 78213 кВт·ч. В зависимости от тарифного норматива на электроэнергию может быть рассчитана денежная экономия. Более низкие скорости газопылевого потока в СУсДЭ относительно циклонных сепараторов позволяют продлить ресурс, как катализатора, так и самого устройства (таблица 4.3).

Индекс доходности проекта  $PI$  составил 2,5. Дисконтированный срок окупаемости составляет примерно 2,5 года.

Технико-экономическое обоснование внедрения сепарационных устройств с дугообразными элементами (СУсДЭ) в реакторах с псевдооживленным слоем позволило установить, что относительно применяемых на данный момент времени циклонных сепараторов достигается сопоставимая эффективность, но первоначальная стоимость проекта, гидравлическое сопротивление, металлоемкость, энергетические затраты, эрозионный износ материала и стенок аппарата существенно ниже. Можно отметить, что проект является в большинстве случаев экономически целесообразным (при условии достижения индекса доходности  $IP > 1$ ).

Таблица 4.3 – Техничко-экономическое сравнение двух проектов

Аппараты →	Шесть сепарационных устройств с дугообразными элементами (СУсДЭ)	Двенадцать циклонных сепараторов
Показатели ↓		
Стоимость проекта, тыс. руб.	5726	15000
Эффективность, %	высокая	высокая
Гидравлическое сопротивление	менее 3600 Па	более 9000 Па
Потребляемая мощность $N$ , кВт	6,1	15,3
Годовое потребление электроэнергии $N_r$ , кВт·ч	52143	130356
Металлоемкость, кг	5119	7200
Износ катализатора при его улавливании	низкий	высокий
Износ аппаратов	низкий	высокий

### 4.3. Выводы по главе 4

В 4 главе показана разработанная инженерная методика, позволяющая рассчитать конструктивные параметры сепарационных устройств и определить их расположение относительно друг друга в реакторе в зависимости от требуемой скорости газа на входе в устройство. При этом учтено влияние конструктивных и технологических параметров на эффективность и гидравлическое сопротивление сепарационных устройств.

Получены числовые диапазоны основных конструктивных параметров:  $100 < h_{in}$ , мм < 300,  $20 < d$ , мм < 60,  $8 < n_1 < 12$ , при которых достигается требуемая скорость на входе в сепарационные устройства, составляющая менее 2 м/с с целью получения высокой эффективности улавливания частиц катализатора при минимальном гидравлическом сопротивлении.

Показано, что на изменение входной скорости в большей мере влияет диаметр дугообразных элементов и высота входного отверстия относительно количества рядов.

Совокупность затрат на создание и внедрение 6 сепарационных устройств с дугообразными элементами составляет 5726 тыс. руб. Индекс доходности проекта PI составил 2,5. Дисконтированный срок окупаемости составляет примерно 2,5 года.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. На основе анализа недостатков существующих аппаратов, предназначенных для улавливания твердых частиц в реакторах с псевдоожиженным слоем была разработана конструкция сепарационного устройства, позволяющая снизить энергетические затраты, увеличить общую эффективность, повысить эрозионную стойкость и обеспечить удобство его эксплуатации и ремонта.

2. Экспериментально получено, что эффективность сепарационного устройства снижается от 52 до 31 %, при увеличении скорости газа на входе в установку от 2,2 до 6,3 м/с (при этом скорость на входе в сепарационное устройство изменяется от 0,8 до 2,4 м/с), гидравлическое сопротивление повышается от 3 до 379 Па при скорости газа на входе в установку от 0,6 до 6,3 м/с.

3. При численном моделировании установлено, что при скорости газа на входе в сепарационное устройство до 1 м/с его эффективность выше 90 % при размере частиц катализатора более 30 мкм, количестве рядов дугообразных элементов от 7 до 12 шт. и диаметре элементов от 20 до 60 мм. Увеличение скорости газа приводит к снижению эффективности, т.к. импульс частиц повышается, в результате они отражаются от элементов обратно в несущий поток.

4. Получено уравнение, позволяющее рассчитать эрозионный износ сепарационного устройства с дугообразными элементами в зависимости от размера частиц катализатора в потоке. Показано, что скорость эрозионного износа наиболее подверженных контакту с частицами поверхностей циклона составляет более 15 мм в год, скорость эрозионного износа сепарационного устройства составляет не более 2,3 мм в год.

5. Разработана инженерная методика расчета сепарационного устройства в реакторах с псевдоожиженным слоем. Получено, что при диаметре дугообразных элементов от 20 до 60 мм достигается требуемая скорость газа на входе в сепарационные устройства, составляющая менее 1 м/с, при которой достигается максимальная эффективность и минимальные потери катализатора.

6. Капитальные затраты на внедрение сепарационного устройства с дугообразными элементами в реакторах с псевдооживленным слоем составляют 5726 тыс. руб. Индекс доходности проекта PI составил 2,5. Дисконтированный срок окупаемости составляет примерно 2,5 года.

**Рекомендации, перспективы дальнейшей разработки темы исследования диссертационной работы.**

Дальнейшее развитие работы связано с исследованиями, направленными на увеличение эрозионной стойкости сепарационного устройства в зависимости от технологических параметров и физических параметров частиц.

## ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

CFD – вычислительная гидродинамика; RSM – модель турбулентности напряжений Рейнольдса; RANS – модель турбулентности, уравнение Навье-Стокса осредненные по Рейнольдсу Reynolds-averaged Navier–Stokes; СУсДЭ – сепарационное устройство с дугообразными элементами; СУ – сепарационное устройство;  $l_1$  – расстояние между рядами дугообразных элементов;  $d$  – диаметр линии проходящей через середину стенки дугообразных элементов, м;  $E$  – эффективности устройства;  $a$  – размер частиц, мкм;  $n_l$  – количество рядов дугообразных элементов;  $\Delta p_{\text{Vent}}$  – прибор для измерения перепада давлений в расходомере на базе сопла Вентури;  $\Delta p_{\text{inst}}$  – прибор для измерения потери давления в экспериментальной установке;  $\delta$  – толщина дугообразных элементов, мм;  $h$  – высота дугообразных элементов;  $H$  – высота сепарационного устройства, мм;  $h_r$  – высота прямоугольной части корпуса, мм;  $h_p$  – высота прорезей в дугообразных элементах;  $\alpha$  – угол расширения выходного отверстия;  $c_r$  – глубина сепарационного устройства;  $b_d$  – глубина донной части бункера, мм;  $\delta_p$  – толщина пластин сепарационной решетки, мм;  $b$  – ширина входного отверстия, мм;  $c_b$  – глубина верхней части выходного отверстия, мм;  $l_0$  – расстояние от входа до первого ряда элементов, мм;  $p_w$  – ширина широкой пластины, мм;  $p_n$  – ширина узкой пластины, мм;  $m_1$  – масса катализатора после опыта, кг;  $m_2$  – масс катализатора, вводимого в экспериментальную установку, кг;  $Q$  – объемный расход воздуха, м<sup>3</sup>/ч;  $F$  – площадь входного отверстия в сепарационное устройство с дугообразными элементами, м<sup>2</sup>;  $d_{\text{out}}$  – наружный диаметр широкой части расходомера на базе сопла Вентури, м<sup>2</sup>;  $\tau$  – продолжительность подачи катализатора в установку, с;  $G_p$  – массовый расход частиц катализатора, кг/с;  $n_p$  – концентрация катализатора, кг/м<sup>3</sup>;  $\vec{F}$  – дополнительные силы, Н;  $\vec{u}$  и  $\vec{u}_p$  – векторы скорости воздуха и частиц соответственно, м/с;  $\rho$  и  $\rho_p$  – плотность воздуха и частиц соответственно, кг/м<sup>3</sup>;  $\tau_r$  – время релаксации частиц, с;  $\mu$  – коэффициент динамической вязкости воздуха, Па·с;  $d_p$  – диаметр частиц, м;  $C_d$  – коэффициент сопротивления частицы;  $Re$  – относительное число Рейнольдса;  $I_p$  – момент инерции частиц, кг·м<sup>2</sup>;  $\vec{\omega}_p$  – угловая



скорость частиц, 1/с;  $\rho_f$  – плотность несущей фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $C_\omega$  – вращательный коэффициент сопротивления;  $\vec{\Omega}$  – относительная угловая скорость частиц;  $\nabla$  – оператор Набла;  $\vec{u}_f$  – скорость несущей фазы, м/с;  $F_D$  – сила сопротивления, Н;  $v_f$  – скорость движения газа, м/с;  $v_a$  – скорость движения частиц, м/с;  $g$  – ускорение свободного падения тела, м/с<sup>2</sup>;  $\rho_p$  – плотность частиц, кг/м<sup>3</sup>;  $F_x$  – дополнительные силы, Н;  $C(a_p)$  – функция диаметра частицы;  $f(\alpha)$  – функция угла столкновения;  $v$  – скорость соударения частицы, м/с;  $n$  – показатель скорости соударения частицы;  $A_{\text{face}}$  – площадь поверхности ячейки у стенки, м<sup>2</sup>;  $E_{er}$  – скорость эрозии, м/час,  $k$  – коэффициент стали,  $M$  – поток пыли у стены, кг/(м<sup>2</sup>с);  $a$  – размер частиц;  $\Psi_a$  – степень сферичности частиц;  $l_2$  – длина сепарационной зоны, м;  $l_3$  – длина выходного патрубка, м;  $l_4$  – ширина сепарационного устройства, м;  $h_{\text{in}}$  – высота входного отверстия в сепарационное устройство, м;  $n_2$  – количество дугообразных элементов в одном ряду;  $n_3$  – количество расположенных сепарационных устройств в первой половине реактора;  $l_6$  – расстояние от последнего сепарационного устройства до стенки корпуса реактора, м;  $D$  – диаметр реактора, м;  $l'_{4,i}$  – расчетная ширина, м;  $i$  – порядковый номер попарно размещенных сепарационных устройств в реакторе относительно его центра;  $n'_{2,i}$  – расчетное значение количества дугообразных элементов в одном ряду  $i$ -ых сепарационных устройств в реакторе;  $l_{7,i}$  – расстояние от боковой стенки  $i$ -ых сепарационных устройств до стенки реактора, м;  $R$  – радиус реактора, м;  $l_{8,i}$  – расстояние от центра реактора до задней стенки  $i$ -ых сепарационных устройств, м;  $l_{5,i}$  – расстояние между сепарационными устройствами, м;  $Kd$  – коэффициент дисконтирования, DCF – дисконтирование денежных потоков, NPV – чистый дисконтированный доход, PI – индекс доходности; DPP – дисконтированный срок окупаемости;  $r$  – ставка дисконтирования;  $t$  – период (год) реализации проекта по внедрению СУсДЭ;  $CF_t$  – финансовые потоки в год, включая амортизационные отчисления, тыс. руб.; IC – денежные инвестиции в проект в начальный момент времени, тыс. руб.;  $K$  – оценочная стоимость внедрения СУсДЭ;  $K_{\text{мат}}$  – материальные затраты, тыс. руб.;  $K_{\text{н}}$  – накладные расходы, тыс. руб.;  $K_{\text{пр}}$  – прочие расходы, тыс. руб.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Отчет компании Data Bridge. Режим доступа: <https://www.databridgemarketresearch.com/reports/global-olefins-market>.
2. **Петьков, В.И.** Корытцева, А.К. ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ Электронное учебно-методическое пособие – Нижний Новгород: Нижегородский госуниверситет, 2012. – 71 с.
3. Нефтегазовая энциклопедия. Режим доступа: <https://www.neft-product.ru/enc/apparaty-ustanovok-s-kiptyaschim-psevdoozhizhennym-sloem-pylevidnogo-katalizatora-176>.
4. Креатор. Лабораторные реакторы. Режим доступа: <http://www.reactor-lab.ru/equip/reaktor-psevdoozhizhennogo-sloya-parr.php#:~:text=%D0%A0%D0%B5%D0%B0%D0%BA%D1%82%D0%BE%D1%80%D1%8B%20%D1%81%20%D0%BF%D1%81%D0%B5%D0%B2%D0%B4%D0%BE%D0%BE%D0%B6%D0%B8%D0%B6%D0%B5%D0%BD%D0%BD%D1%8B%D0%BC%20%D1%81%D0%BB%D0%BE%D0%B5%D0%BC%20%D0%BA%D0%BE%D0%BC%D0%BF%D0%B0%D0%BD%D0%B8%D0%B8,%D0%BA%D0%B0%D1%82%D0%B0%D0%BB%D0%B8%D0%B7%D0%B0%D1%82%D0%BE%D1%80%D0%B0%20%D1%81%D0%BB%D1%83%D0%B6%D0%B8%D1%82%20%D0%B2%D0%BE%D1%81%D1%85%D0%BE%D0%B4%D1%8F%D1%89%D0%B8%D0%B9%20%D0%BF%D0%BE%D1%82%D0%BE%D0%BA%20%D0%B3%D0%B0%D0%B7%D0%B0>.
5. **Асламова, В. С.** Прямоточные циклоны. Теория, расчет, практика / В. С. Асламова. – Ангарск: Ангарская гос. техн. акад., 2008. – 233 с.
6. **Завьялов, С. В.** Новое газоочистное и пылеулавливающее оборудование в Республике Беларусь: справ.-информ. материал / С. В. Завьялов, Д. Н. Абрамович. – Минск: БелНИЦ «Экология», 2003. – 94 с.
7. **Васильченко, Н. М.** Газоочистное оборудование: каталог / сост.: Н. М. Васильченко [и др.]. – М.: ЦИНТИ химнефтемаш, 1988. – 120 с.

8. **Тимонин, А. С.** Инженерно-экологический справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2003. – Т. 1. – 917 с.
9. **Швыдкий, В. С.** Очистка газов: справ. изд. / В. С. Швыдкий, М. Г. Ладыгичев. – М.: Теплоэнергетик, 2002. – 640 с.
10. **Тимонин, А. С.** Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник: в 3 т. / А. С. Тимонин. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2002. – Т. 2. – 1025 с.
11. **Завьялов, С. В.** Газоочистное и пылеулавливающее оборудование, выпускаемое заводами-изготовителями Российской Федерации: сб. справ.-информ. материалов / С. В. Завьялов, Д. Н. Абрамович; Министерство природных ресурсов и охраны окружающей среды Республики Беларусь. – Минск: РУП «БелНИЦ «Экология», 2006. – 174 с.
12. **Старк, С. Б.** Газоочистные аппараты и установки в металлургическом производстве: учеб. для вузов / С. Б. Старк. – 2-е изд., пере раб. и доп. – М.: Металлургия, 1990. – 400 с.
13. **Лазарев, В. А.** Циклоны и вихревые пылеуловители: справочник / В. А. Лазарев. – 2-е изд., перераб. и доп. – Н. Новгород: Фирма ОЗОН-НН, 2006. – 320 с.
14. **Скобло, А. И.** Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: учеб. для вузов / А. И. Скобло [и др.]. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2000. – 677 с.
15. **Владимиров, А. И.** Основные процессы и аппараты нефтегазопереработки: учеб. пособие для вузов / А. И. Владимиров, В. А. Щелкунов, С. А. Круглов. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. – 227 с.
16. **Скрябин, Г. М.** Пылеулавливание в химической промышленности / Г. М. Скрябин, П. А. Коузов. – Л.: Химия, 1976. – 63 с.
17. **Коузов, П. А.** Очистка газов и воздуха от пыли в химической промышленности / П. А. Коузов, А. Д. Мальгин, Г. М. Скрябин. – 2-е изд., перераб. и доп. – СПб.: Химия, 1993. – 320 с.

18. **Стабников, В. Н.** Процессы и аппараты пищевых производств / В. Н. Стабников, В. М. Лысянский, В. Д. Попов. – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Агропромиздат, 1985. – 503 с.
19. **Штокман, Е. А.** Вентиляция, кондиционирование и очистка воздуха на предприятиях пищевой промышленности: учеб. пособие для студентов вузов / Е. А. Штокман [и др.]; под ред. Е. А. Штокмана. – 2-е изд., испр. и доп. – М.: Изд-во АСВ, 2007. – 632 с.
20. **Ситтиг, М.** Защита окружающей среды в целлюлозно-бумажной промышленности / М. Ситтиг; пер. с англ. Б. М. Гуткина. – М.: Лесная пром-сть, 1981. – 278 с.
21. **Алешина, В. М.** Пылеулавливание в металлургии: справ. изд. / В. М. Алешина [и др.]; под ред. А. А. Гурвица. – М.: Металлургия, 1984. – 336 с. 29. Банит, Ф. Г. Пылеулавливание и очистки газов в промышленности строительных материалов / Ф. Г. Банит, А. Д. Мальгин. – М.: Стройиздат, 1979. – 351 с.
22. **Балтренас, П. Б.** Обеспыливание воздуха на предприятиях стройматериалов / П. Б. Балтренас. – М.: Стройиздат, 1990. – 184 с.
23. **Красовицкий, Ю. В.** Обеспыливание промышленных газов в фаянсовом производстве / Ю. В. Красовицкий, А. В. Малинов, В. В. Дуров. – М.: Химия, 1994. – 272 с.
24. **Биргер, М. И.** Справочник по пыле- и золоулавливанию / М. И. Биргер [и др.]; под общ. ред. А. А. Русанова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 312 с.
25. **Коузов, П. А.** Сравнительная оценка циклонов различных типов / П. А. Коузов // Обеспыливание в металлургии: сборник / под ред. Я. А. Штромберга. – М., 1971. – С. 185-196.
26. **Мисюля, Д.И.** Сравнительный анализ технических характеристик циклонных пылеуловителей / Д.И. Мисюля, В.В. Кузьмин, В.А. Марков // Труды БГТУ. Химия и технология неорганических веществ. – 2012. – № 3. – С. 154-163.

27. **Василевский, М.В.** Транспортировка и осаждение частиц в технологиях переработки дисперсных материалов / М.В. Василевский, В.И. Романдин, Е.Г. Зыков. – Томск: Томский политехнический университет, 2013. 288 с.
28. **Калишук, Д.Г.** Процессы и аппараты химической технологии / Д.Г. Калишук, Н.П. Саевич, А.И. Вилькоцкий. – Минск: БГТУ, 2011. 426 с.
29. Пат. 2638934 Российская Федерация, МПК C07C 5/333, C07C 11/06, C07C 11/08, C07C 11/10. Установка дегидрирования парафиновых углеводородов C3-C5 / Комаров С.М., Харченко А.С., Крейкер А.А.; заявитель и патентообладатель Акционерное общество «Специальное конструкторско-технологическое бюро «Катализатор» – 2017114893; заявл. 26.04.2017; опубл. 19.12.2017, Бюл. № 35. – 16 с.
30. Пат. 2369427 Российская Федерация, МПК B01D 45/12. Устройство для улавливания тонкодисперсной пыли / Рогов В.А., Силин В.В., Елистратов Ю.П., Степень Р.А., Рогов А.В., Баталова Д.В., Крылова О.К., Томко С.М., Черкасова Н.Г., Елистратов П.Г.; заявитель и патентообладатель Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Сибирский государственный технологический университет» – 2008124877/12; заявл. 17.06.2008; опубл. 10.10.2009, Бюл. № 28. – 5 с.
31. **Веригин, А.Н.** Конструкция современных циклонов для пылеулавливания / А.Н. Веригин, В.Н. Федоров, М.С. Малютин. – Санкт-Петербург: С.-Петербургский университет, 2000. – 336 с.
32. **Дружакина, О.П.** Проектирование сооружений пылегазоочистки / О.П. Дружакина. Ижевск: Удмуртский университет, 2014. – 44 с.
33. **Салахова, Э. И.** Численное моделирование очистки газа от твердых взвешенных частиц в сепарационном устройстве с вогнутыми отражающими элементами / Э. И. Салахова, В. Э. Зинуров, В. В. Харьков, П. Е. Глухова, В. А. Лавриков, А. Н. Николаев // Научно-технический вестник Поволжья. – 2023. – № 8. – С. 10-14.
34. Каталог «High Efficiency Cyclones». Режим доступа: <https://www.heumannenviro.com/>

35. **Чемезов, И.И.** Анализ влияния геометрических размеров выхлопной трубы циклона на степень его очистки с помощью компьютерного моделирования / И.И. Чемезов, Г.Е. Леченко, К.Р. Волков, А.В. Маслеев, В.В. Гончарова, Д.В. Ерошкин // Вестник Евразийской науки. – 2020. – Т.12. – №4. – С. 1-12.
36. **Katare, P.** CFD analysis of cyclone separator used for fine filtration in separation industry / P. Katare, A. Krupan, A. Dewasthale, A. Datar, A.S. Dalkilic // Case Studies in Thermal Engineering. – 2021. – № 28. – Pp. 1-11. – <https://doi.org/10.1016/j.csite.2021.101384>.
37. **Kapali, A.** Experimental and CFD study of influence of sediment size on efficiency of hydrocyclone for use as sediment separation device / A. Kapali, H.P. Neopane, S. Chitrakar, A. Kayastha, O. Shrestha // Journal of Physics: Conference Series. – 2020. – № 1608. – Pp. 1-12. – Doi:10.1088/1742-6596/1608/1/012014.
38. **Jiake, Pan** Cyclones of different sizes and underflow leakage for aerosol particles separation enhancement / Pan Jiake, Shen Qisong, Cui Xin, Wu Jiwei, Ma Liang, Chengcheng Tian, Fu Pengbo, Wang Hualin // Journal of Cleaner Production. – 2021. – № 280. – Pp. 1-12. – <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.124379>.
39. **Kanojiya Mahesh, T.** Design and fabrication of cyclone dust collector for industrial Application / Mahesh T. Kanojiya, Nitin Mandavgade, Vijay Kalbande, Chandrashekhar Padole // Materials Today: Proceedings. – 2021. – Pp. 1-5. – <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2021.02.254>.
40. **Jun-Hyung, Lim** Development of cutoff size adjustable omnidirectional inlet cyclone separator / Lim Jun-Hyung, Oh Sung-Hyeon, Kang Sukkyung, Lee Kyung-Joo, Yook Se-Jin // Separation and Purification Technology. – 2021. – № 276. – Pp. 1-9. – <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2021.119397>.
41. **Pengbo, Fu** DPM simulation of particle revolution and high-speed self-rotation in different pre-self-rotation cyclones / Fu Pengbo, Zhu Jingyi, Li Qiqi, Cheng Tingting, Zhang Fangzheng, Huang Yuang, Ma Liang, Xiu Guangli, Wang Hualin // Powder Technology. – 2021. – № 394. – Pp. 290-299. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2021.08.059>.

42. **Guoyin, Yu** Experimental and numerical studies on a new double-stage tandem nesting cyclone / Yu Guoyin, Dong Sijie, Yang Linna, Yan Di, Dong Kejun, Wei Yi, Wang Bo // *Chemical Engineering Science*. – 2021. – № 236. – Pp. 1-14. – <https://doi.org/10.1016/j.ces.2021.116537>.
43. **Safikhani, Hamed** Numerical study of flow field in new design cyclones with different wall temperature profiles: Comparison with conventional ones / Hamed Safikhani, Mohammad Rafiee, Dariush Ashtiani // *Advanced Powder Technology*. – 2021. – № 32. – Pp. 3268-3277. – <https://doi.org/10.1016/j.appt.2021.07.017>.
44. **El-Emam Mahmoud, A.** Performance evaluation of standard cyclone separators by using CFD-DEM simulation with realistic bio-particulate matter / Mahmoud A. El-Emam, Ling Zhou, Weidong Shi, Chen Han // *Powder Technology*. – 2021. – № 385. – Pp. 357-374. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2021.03.006>.
45. **Chen, J.** Effect of inlet area on the performance of a two-stage cyclone separator / J. Chen, Z. Jiang, B. Yang, Y. Wang, F. Zeng // *Chinese Journal of Chemical Engineering*. – 2021. – № 36. – Pp. 1-3. – <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2021.06.003>.
46. **Zhang, Z.** Experimental and numerical study of a gas cyclone with a central filter / Z. Zhang, S. Dong, K. Dong, L. Hou, W. Wang, Y. Wei, B. Wang // *Particuology*. – 2021. – № 65. – Pp. 1-46. – <https://doi.org/10.1016/j.partic.2021.04.014>.
47. **Celis, G.E.O.** The effects of swirl vanes and a vortex stabilizer on the dynamic flow field in a cyclonic separator / G.E.O. Celis, J.B.R. Loureiro, P.L.C. Lage, A.P. Silva Freire // *Chemical Engineering Science*. – 2022. – № 248. – Pp. 1-45. – <https://doi.org/10.1016/j.ces.2021.117099>.
48. **Nakhaei Mohammadhadi** CFD Modeling of Gas–Solid Cyclone Separators at Ambient and Elevated Temperatures / Mohammadhadi Nakhaei, Bona Lu, Yujie Tian, Wei Wang, Kim Dam-Johansen, Hao Wu // *Processes*. – 2019. – № 8. – Pp. 1-26. – [Doi:10.3390/pr8020228](https://doi.org/10.3390/pr8020228).
49. **Haig, C.W.** An empirical investigation into the influence of pressure drop on particle behaviour in small scale reverse-flow cyclones / C.W. Haig, A. Hursthouse, S. Mcilwain, D. Sykes // *Powder Technology*. – 2015. – № 275. – Pp. 172-181. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.02.011>.

50. **Zhanga Yumeng** Effect of particle hydrophilicity on the separation performance of a novel cyclone / Yumeng Zhanga, Yunchao Jianga, Rubin Xina, Guoyin Yua, Ruizhi Jinb, Kejun Dongb, Bo Wang // *Separation and Purification Technology*. – 2020. – № 237. – Pp. 1-11. – <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2019.116315>.
51. **Peukert, W.** Industrial separation of fine particles with difficult dust properties / W. Peukert, C. Wadenpohl // *Powder Technology*. – 2001. – № 118. – Pp. 136-148. – [https://doi.org/10.1016/S0032-5910\(01\)00304-7](https://doi.org/10.1016/S0032-5910(01)00304-7).
52. **Chang, Yu-Long** Inlet particle-sorting cyclones configured along a spiral channel for the enhancement of PM<sub>2.5</sub> separation / Yu-Long Chang, Xia Jiang, Jian-Ping Li, Peng-Bo Fu, Wei Yuan, Ruo-Kai Xin, Yuan Huang, Hua-Lin Wang // *Separation and Purification Technology*. – 2021. – № 257. – Pp. 1-13. – <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2020.117901>.
53. **Haake, Jairo** Investigation of the pressure drop increase in a square free-vortex cyclonic separator operating at low particle concentration / Jairo Haake, Tommaso Oggian, Jonathan Utzig, Leonardo M. Rosa, Henry F. Meier // *Powder Technology*. – 2020. – № 374. – Pp. 1-21. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2020.07.008>.
54. **Yoshida, Hideto** Particle separation by Iinoya's type gas cyclone / Hideto Yoshida, Kunihiro Fukui, Kenji Yoshida, Eiji Shinoda // *Powder Technology*. – 2001. – № 118. – Pp. 16-23. – [https://doi.org/10.1016/S0032-5910\(01\)00290-X](https://doi.org/10.1016/S0032-5910(01)00290-X).
55. **Wang, Weiwen** Structure and performance of the circumfluent cyclone / Weiwen Wang, Pan Zhang, Lixin Wang, Guanghui Chen, Jianlong Li, Xingang Li // *Powder Technology*. – 2010. – № 200. – Pp. 158-163. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2010.02.020>.
56. **Jiwu, Li** Theory and application of cyclone impulse electrostatic precipitation / Li Jiwu, Cai Weijian, // *Recent Developments in Applied Electrostatics*. – 2004. – Pp. 145-149. <https://doi.org/10.1016/B978-008044584-7.50036-0>.
57. **Seyed Masoud, Vahedi** Numerical Investigation of the Impact of Inlet Channel Numbers on the Flow Pattern, Performance, and Erosion of Gas-particle Cyclone / Vahedi Seyed Masoud, Farzad Parvaz, Mohammad Kamali and Hasti Jafari Jebeli // *Chemical*



Engineering. Iranian Journal of Oil & Gas Science and Technology. – 2018. – Vol. 7. – №4. – Pp. 59-78.

58. **Hideto, Yoshida** Effect of Apex Cone Shape on Fine Particle Classification of Gas-cyclone / Yoshida Hideto, Yusuke Nishimura, Kunihiro Fukui and Tetsuya Yamamoto // Powder Technology. – 2010. – V. 204. – Pp. 54-62. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2010.07.006>

59. **Chen, Dong-mei** Numerical Study on Separation Performance of Cyclone Flue Used in Grate Waste Incinerator / Dong-mei Chen, Jing-yu Ran, Jun-tian Niu, Zhong-qing Yang, Ge Pu and Lin Yang // Processes. – 2019. – № 7(12). – Pp. 1-15. – <https://doi:10.3390/pr7120866>.

60. **Walid Ibrahim, Mazyan** Increasing efficiency of particle separation in natural gas cyclones using passive and active enhancements / Mazyan Walid Ibrahim. – B.Sc. Hons., American University of Sharjah, 2017. – Pp. 186.

61. **Farzad, Parvaz** Numerical investigation of effects of inner cone on flow field, performance and erosion rate of cyclone separators / Parvaz Farzad, Seyyed Hossein Hosseini, Khairy Elsayed, Goodarz Ahmadi // Separation and Purification Technology. – 2018. – № 201. – Pp. 223-237.

62. **Basaran, M.** Comparative efficiency testing for a newly designed cyclone type sediment trap for wind erosion measurements / M. Basaran, G. Erpul, O. Uzun, D. Gabriels // Geomorphology. – 2011. – № 130. – Pp. 343-351.

63. **Pengbo, Fu** CFD-DEM simulation of particle revolution and high-speed self-rotation in cyclones with different structural and operating parameters / Fu Pengbo, Hao Yu, Qiqi Li, Tingting Cheng, Fangzheng Zhang, Yuang Huang, Wenjie Lv, Guangli Xiu, Hualin Wang // Chemical Engineering Journal Advances. – 2021. – № 8. – Pp. 1-13. – <https://doi.org/10.1016/j.ceja.2021.100176>.

64. **Yao, Yuge** Effects of the inlet duct length on the flow field and performance of a cyclone separator with a contracted inlet duct / Yuge Yao, Huang Wenshi, Wu Yuxin, Zhang Yang, Zhang Man, Yang Hairui, Lyu Junfu // Powder Technology. – 2021. – № 393. – Pp. 12-22. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2021.07.044>.

65. **Qiang, Li** Investigation on separation performance and structural optimization of a two-stage series cyclone using CPFD and RSM / Li Qiang, Jianjun Wang, Weiwei Xu, Meng Zhang // *Advanced Powder Technology*. – 2020. – № 31. – Pp. 3706-3714. – <https://doi.org/10.1016/j.appt.2020.07.006>.
66. **Mohd Azri Mohd Nor** Numerical investigation of API 31 cyclone separator for mechanical seal piping plan for rotating machineries / Mohd Azri Mohd Nor, Shahrul Kamaruddin, Tamiru Alemu Lemma // *Alexandria Engineering Journal*. – 2022. – Pp. 1-10. – <https://doi.org/10.1016/j.aej.2021.06.069>.
67. **Bai, Yujie** Analysis of Bubble Flow Mechanism and Characteristics in Gas-Liquid Cyclone Separator / Yujie Bai, Ji Hong, Liu Yaozhuo, Li Lei, Yang Shengqing // *Processes*. – 2021. – № 9(1). – Pp. 123. – <https://doi.org/10.3390/pr9010123>.
68. **Farzad, Parvaz** Influence of the dipleg shape on the performance of gas cyclones / Parvaz Farzad, Seyyed Hossein Hosseini, Khairy Elsayed, Goodarz Ahmadi // *Separation and Purification Technology*. – 2020. – № 233. – Pp. 1-14. – <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2019.116000>.
69. **Zhanpeng, Sun** Effect of the particle injection position on the performance of a cyclonic gas solids classifier / Sun Zhanpeng, Longlong Liang, Qinggang Liu, Xinqi Yu // *Advanced Powder Technology*. – 2019. – № 31(1). – Pp. 1-8. – DOI:10.1016/j.appt.2019.10.014.
70. **Yiqun, Huang** Effects of gas leakage on the separation performance of a cyclone / Huang Yiqun, Man Zhang, Junfu Lyu, Zhi Liu, Hairui Yang // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2018. – № 136. – Pp. 906-915. – <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.06.002>.
71. **Faqi, Zhou** Experimental and CFD study on the effects of surface roughness on cyclone performance / Zhou Faqi, Guogang Sun, Yuming Zhang, Hui Ci, Qing Wei // *Separation and Purification Technology*. – 2018. – № 193. – Pp. 175-183. – <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2017.11.017>.
72. **Li, Zeyu** Numerical investigation of separation efficiency of the cyclone with supercritical fluid-solid flow / Zeyu Li, Tonga Zhenbo, Yua Aibing, Miaoc Hao, Chud

Kaiwei, Zhange Hao, Guoa Gang, Chen Jiang // *Particuology*. – 2022. – № 62. – Pp. 36-46. – <https://doi.org/10.1016/j.partic.2021.06.002>.

73. **Donggeun, Park** Design of Cyclone Separator Critical Diameter Model Based on Machine Learning and CFD / Park Donggeun, Jeung Sang Go // *Processes*. – 2020. – № 8. – Pp. 1521. – Doi:10.3390/pr8111521.

74. **Haig, C.W.** The effect of particle agglomeration and attrition on the separation efficiency of a Stairmand cyclone / C.W. Haig, A. Hursthouse, S. McIlwain, D. Sykes // *Powder Technology*. – 2014. – № 258. – Pp. 110-124. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2014.03.008>.

75. **Zhaojia, Tang** Effect of Particle Size and Shape on Separation in a Hydrocyclone / Tang Zhaojia, Liming Yu, Fenghua Wang, Na Li, Lihong Chang, Ningbo Cui // *Water*. – 2019. – № 11. – Pp. 1-19. – Doi:10.3390/w11010016.

76. **Shiliang, Yang** Numerical investigation of the back-mixing and non-uniform characteristics in the three-dimensional full-loop circulating fluidized bed combustor with six parallel cyclones / Yang Shiliang, Shuai Wang, Kun Luo, Jianren Fan, Jia Wei Chew // *Applied Thermal Engineering*. – 2019. № 153. – Pp. 524-535. – <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.03.032>.

77. **Зинуров, В. Э.** Сепарационное устройство для улавливания мелкодисперсных частиц, образующихся при работе реактора с псевдоожиженным слоем / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, А. А. Абдуллина, Э. И. Салахова, О. С. Дмитриева // *Химическое и нефтегазовое машиностроение* – 2023. – № 4. – С. 12-16.

78. **Зинуров, В. Э.** Применение сепарационного устройства с дугообразными элементами для улавливания абразивных частиц / В. Э. Зинуров, Э. И. Салахова // *Актуальные проблемы недропользования : тезисы докладов участников XIX Международного форума-конкурса студентов и молодых ученых, САНКТ-ПЕТЕРБУРГ, 21–27 мая 2023 года / Санкт-Петербургский горный университет. Том 2. – Санкт-Петербург: Санкт-Петербургский горный университет. – 2023. – С. 106-107.*

79. **Menter, F.R.** RANS Turbulence Modeling in Ansys CFD / F.R. Menter, R. Sechner, A. Matyushenko // ANSYS, Inc. Unauthorized use, distribution or duplication is prohibited. – 2021. – Pp. 95.
80. **Xiaoa, Heng** Quantification of model uncertainty in RANS simulations: A review / Heng Xiaoa, Paola Cinnella // Progress in Aerospace Sciences. – 2019. – № 108. – Pp. 1-31. – <https://doi.org/10.1016/j.paerosci.2018.10.001>.
81. **Larkermani, Elyas** Comparing the performance of RANS turbulence models between different cavity flow benchmarks / Elyas Larkermani, Vegard Mikkelsen Bjerke, Laurent Georges // E3S Web of Conferences. – 2022. – № 356. – Pp.1-5. – <https://doi.org/10.1051/e3sconf/202235604010>.
82. **Jurij, Sodja** Turbulence models in CFD / Sodja Jurij. – University of Ljubljana Faculty for mathematics and physics Department of physics, 2007. – Pp. 18.
83. **Venayagamoorthy, S. K.** Testing of RANS turbulence models for stratified flows based on DNS data / S. K. Venayagamoorthy, J. R. Koseff, J. H. Ferziger, L. H. Shih // Environmental Fluid Mechanics Laboratory, Stanford University. Center for Turbulence Research Annual Research Briefs. – 2003. – Pp. 127-138.
84. **Frohlich, Jochen** Hybrid LES/RANS methods for the simulation of turbulent flows / Jochen Frohlich, Dominic von Terzi // Progress in Aerospace Sciences. – 2008. – № 44. – Pp. 349-377. – doi:10.1016/j.paerosci.2008.05.001.
85. **Kalitzin, Georgi** Turbulence modeling in an immersed-boundary RANS method / Georgi Kalitzin, Gianluca Iaccarino // Center for Turbulence Research Annual Research Briefs. – 2002. – Pp. 415-426.
86. **Pakhomov, M.A.** RANS simulation of the effect of pulse form on fluid flow and convective heat transfer in an intermittent round jet impingement / M.A. Pakhomov, V.I. Terekhov // Energies. – 2020. – V. 13. – № 15. – Pp. 4025. – <https://doi.org/10.3390/en13154025/>.
87. **Pakhomov, M.A.** RANS modeling of turbulent flow and heat transfer of non-newtonian viscoplastic fluid in a pipe / M.A. Pakhomov, U.K. Zhabbasbayev // Case Studies in Thermal Engineering. – 2021. – V. 28. – Pp. 101455. – DOI:10.1016/j.csite.2021.101455.

88. **Pakhomov, M.A.** RANS simulation of flow structure and heat transfer in horizontal bubbly flow in sudden duct expansion / Pakhomov M.A. // *Journal of Engineering Thermophysics*. – 2022. – V. 31. – № 3. – Pp. 429-440. – DOI:10.1134/S1810232822030067.
89. **Catalano, P.** An evaluation of RANS turbulence modelling for aerodynamic applications / Pietro Catalano, Marcello Amato // *Aerospace Science and Technology*. – 2003. – № 7. – Pp. 493-509. – doi:10.1016/S1270-9638(03)00061-0.
90. **Yin, J. L.** Assessment of RANS to predict flows with large streamline curvature / J. L. Yin, D. Z. Wang, H. Cheng, W. G. Gu // *6th International Conference on Pumps and Fans with Compressors and Wind Turbines IOP Publishing IOP Conf. Series: Materials Science and Engineering*. – 2013. – № 52. – Pp. 1-6. – Doi:10.1088/1757-899X/52/2/022002.
91. **Alonzo-Garcia, Alejandro** On the performance of different rans based models to describe the turbulent flow in an agitated vessel using non-structured grids and piv validation / Alejandro Alonzo-Garcia, Víctor X. Mendoza-Escamilla, Sergio A. Martinez-Delgadillo, Israel Gonzalez-Neria, Claudia del C. Gutiérrez-Torres, José A. Jiménez-Bernal // *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. – 2019. – № 36. – Pp. 361-382. – dx.doi.org/10.1590/0104-6632.20190361s20180091.
92. **Козелков, А. С.** Исследование потенциала суперкомпьютеров для масштабируемого численного моделирования задач гидродинамики в промышленных приложениях / А. С. Козелков, В. В. Курулин, С. В. Лашкин, Р. М. Шагалиев, А. В. Ялозо // *Журнал вычислительной математики и математической физики*. – 2016. – Т. 56. – № 8. – С. 1524-1535.
93. **Liu, Yilang** Analysis on numerical stability and convergence of Reynolds averaged Navier–Stokes simulations from the perspective of coupling modes / Yilang Liu, Wenbo Cao, Weiwei Zhang, Zhenhua Xia // *Physics of Fluids*. – 2022. – № 34(1). – Pp. 1-16. – DOI: 10.1063/5.0076273.
94. **Siti Nurul Akmal Yusof** A Short Review on RANS Turbulence Models / Siti Nurul Akmal Yusof, Yutaka Asako, Nor Azwadi Che Sidik, Saiful Bahri Mohamed, Wan

Mohd. Arif Aziz Japar // CFD Letters 12, Issue. – 2020. – № 11. – Pp. 83-96. – <https://doi.org/10.37934/cfdl.12.11.8396>.

95. **Breuer, M.** Comparison of DES, RANS and LES for the separated flow around a flat plate at high incidence / M. Breuer, N. Jovicic, K. Mazaev // International Journal For Numerical Methods in Fluids. – 2023. – № 41. – Pp. 357–388. – DOI: 10.1002/flid.445.

96. **Weaver, D.S.** A Study of RANS Turbulence Models in Fully Turbulent Jets: A Perspective for CFD-DEM Simulations / D.S. Weaver, S. A. Miškovi'c // Fluids. – 2021. – № 6 (271). – Pp. 1-19. <https://doi.org/10.3390/fluids6080271>.

97. **Ferrer, E.** High-Reynolds-number wall-modelled large eddy simulations of turbulent pipe flows using explicit and implicit subgrid stress treatments within a spectral element solver / E. Ferrer, N. Saito, H.M. Blackburn, D.I. Pullin // Journal Pre-proof. – 2019. – Pp. 1-29. – <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2019.104239>.

98. **Pereira, Filipe S.** On the numerical requirements of rans and hybrid turbulence models / Filipe S. Pereira, Guilherme Vaz, Luis Eca // VI International Conference on Computational Methods in Marine Engineering. – 2015. – Pp. 886-902.

99. **Исаев, А.И.** Гидродинамическая верификация и валидация численных методов расчета течения в камере сгорания газотурбинного двигателя / А.И. Исаев, С.В. Скоробогатов // Труды МАИ. Выпуск. – 2017. – № 97. – С. 1-28.

100. **Ветошкин, А.Г.** Процессы и аппараты пылеочистки. Учебное пособие / А.Г. Ветошкин. – Пенза: Пензенского гос. ун-та, 2005. – 210 с.

101. **Салахова, Э. И.** Улавливание частиц в реакторе с псевдооживленным слоем / Э. И. Салахова, А. А. Абдуллина, В. Э. Зинуров // Булатовские чтения. – 2023. – Т. 2. – С. 119-121.

102. **Салахова, Э. И.** Определение потери давления в сепараторе с дугообразными элементами / Э. И. Салахова, Г. Г. Шагиева // В мире научных открытий : Материалы VII Международной студенческой научной конференции, Ульяновск, 14–15 марта 2023 года / Редколлегия: Богданов И.И. [и др.]. – Ульяновск: Ульяновский государственный аграрный университет им. П.А. Столыпина. – 2023. – С. 2507-2510.

103. **Salakhova, E. I.** Numerical study of particles removal from dusty gas in separation device with straight arc-shaped elements / E. I. Salakhova, V. E. Zinurov, V. V. Kharkov, A. A. Abdullina, The Vu Pham // E3S Web of Conf. – 2023. – V. 389. – P. 02018. DOI: <https://doi.org/10.1051/e3sconf/202338902018>
104. **Zinurov, V. E.** Design of High-Efficiency Device for Gas Cleaning from Fine Solid Particles / V. E. Zinurov, A. V. Dmitriev, V. V. Kharkov. // Proceedings of the 6th International Conference on Industrial Engineering (ICIE 2020). ICIE 2021. Lecture Notes in Mechanical Engineering. Springer, Cham. – 2021. – Pp. 378-385. – DOI: 10.1007/978-3-030-54817-9\_44.
105. **Zenz, F.** Studies of attrition rates in fluid– particle systems via free fall, grid jets, and cyclone impact / F. Zenz, G. Kelleher / Powder Bulk Technol., 4th ed.. – 1980. – Pp. 13-20.
106. **Welt, J.** Catalyst attrition and deactivation in fluid catalytic cracking system / J. Welt, W. Lee, F.J. Krambeck // Chem. Eng. Sci. – 1977. – № 32. – Pp. 1211-1218.
107. **Werther, J.** Catalyst Attrition in Fluidized-Bed Systems / J. Werther, J. Reppenhagen // AIChE J. – 2001. – № 45. – Pp. 2001-2010.
108. **Reppenhagen, J.** Catalyst attrition in cyclones / J. Reppenhagen, J. Werther // Powder Technol. – 2000. – № 113. – Pp. 55-69.
109. **Werther, J.** Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems / J. Werther, J. Reppenhagen, Attrition, in: W.C. Yang. – Boca Raton: CRC Pres, 2003. – Pp. 1868. – <https://doi.org/10.1201/9780203912744>.
110. **Ghadiri, M.** Attrition of FCC powder in the jetting region of a fluidized bed / M. Ghadiri, J.A.S. Cleaver, V.G. Tuponogov, J. Werther // Powder Technol. – 1994. – № 80. – Pp. 175-178.
111. **Griffiths, W.D.** Computational fluid dynamics (CFD) and empirical modelling of the performance of a number of cyclone samplers / W.D. Griffiths, F. Boysan // J. Aerosol Sci. – 1996. – № 27. – Pp. 281-304.
112. **Gimbun, J.** CFD study on the prediction of cyclone collection efficiency / J. Gimbun, T.G. Chuah, T.S.Y. Choong, A. Fakhru'l-Razi, A // Int. J. Comp. Meth-Sing. – 2005. – № 6. – Pp. 161-168.

113. **Gimbun, J.** The influence of temperature and inlet velocity on cyclone pressure drop: a CFD study / J. Gimbun, T.G. Chuah, A. Fakhru'l-Razi, T.S.Y. Choong // *Chem. Eng. Process.* – 2005. – № 44. – Pp. 7-12.
114. **Elsayed, K.** Optimization of the cyclone separator geometry for minimum pressure drop using mathematical models and CFD simulations / K. Elsayed, C. Lacor // *Chem. Eng. Sci.* – 2010. – № 65. – Pp. 6048-6058.
115. **Hoekstra, A.J.** An experimental and numerical study of turbulent swirling flow in gas cyclones / A.J. Hoekstra, J.J. Derksen, H.E.A. Van Den Akker // *Chem. Eng. Sci.* – 1999. – № 54. – Pp. 2055-2065.
116. **Slack, M.D.** Advances in cyclone modelling using unstructured grids / M.D. Slack, R.O. Prasad, A. Bakker, F. Boysan // *Chem. Eng. Res. Des.* – 2000. – № 78. – Pp. 1098-1104.
117. **Gronald, G.** Simulating turbulent swirling flow in a gas cyclone: a comparison of various modeling approaches / G. Gronald, J.J. Derksen // *Powder Technol.* – 2011. – № 205. – Pp. 160-171.
118. **Alexander, R.M.** Fundamentals of cyclone design and operation / R.M. Alexander // *Proc. Aust. Inst. Miner. Met.* – 1949. – № 152. – Pp. 152-153.
119. **Gimbun, J.** Prediction of the effects of cone tip diameter on the cyclone performance / J. Gimbun, T.G. Chuah, T.S.Y. Choong, A. Fakhru'l-Razi // *J. Aerosol Sci.* – 2005. – № 36. – Pp. 1056-1065.
120. **Li, Hongwei** CFD-DEM investigation into flow characteristics in mixed pulsed fluidized bed under electrostatic effects / Hongwei Li, Lei Wang, Changhe Du, Wenpeng Hong // *Particuology.* – 2021. – № 65. – Pp. 1-38. – <https://doi.org/10.1016/j.partic.2021.08.005>.
121. **Reddy Karri, S. B.** Erosion in Second Stage Cyclones: Effects of Cyclone Length and Outlet Gas Velocity / S. B. Reddy Karri, Ray Cocco, and Ted Knowlton // «10th International Conference on Circulating Fluidized Beds and Fluidization Technology - CFB-10», T. Knowlton, PSRI Eds, ECI Symposium Series. – 2013. – Pp. 1-9. – <http://dc.engconfintl.org/cfb10/40>.



122. **Салахова, Э. И.** Пылеулавливающее устройство для блоков дегидрирования парафиновых углеводородов с кипящим слоем катализатора / Э. И. Салахова, А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров, И. Р. Набиуллин, И. И. Салахов // Катализ в промышленности. – 2022. – Т. 22. – № 2. – С. 57-64. – DOI 10.18412/1816-0387-2022-2-57-64.
123. **Lin, Nan** Coupled Effects between Solid Particles and Gas Velocities on Erosion of Elbows in Natural Gas Pipelines / Nan Lin, Hui-Qing Lan, Yu-Gong Xu, Yue Cui, Gary Barber // Procedia Engineering. – 2015. – № 102. – Pp. 893-903.
124. **Kan, Long-Fei** Analysis of the Inner Surface Erosion Wear at Cone Parts of Electro – cyclone Separators / Long-Fei Kan, Wei-Jun Liu // American International Journal of Contemporary Research. – 2015. – № 4. – Pp.59-66.
125. **Zinurov, V. E.** Numerical simulation of collection efficiency in separator with inclined double-T elements / V. E. Zinurov, V. V. Kharkov, E. I. Salakhova, M. R. Vakhitov, M. G. Kuznetsov // IOP Conference Series: Earth and Environmental Science. – 2022. – V. 981. – Pp. 1-6. – DOI 10.1088/1755-1315/981/4/042024.
126. **Zinurov, V.** Influence of process parameters on capturing efficiency of rectangular separator / V. Zinurov, A. Dmitriev, V. Kharkov // 2020 International Conference on Information Technology and Nanotechnology (ITNT). – 2020. – P. 1-4. – DOI: 10.1109/ITNT49337.2020.9253320.
127. **Dmitriev, A. V.** Collecting of finely dispersed particles by means of a separator with the arc-shaped elements / A. V. Dmitriev, V. E. Zinurov, O. S. Dmitrieva // E3S Web of Conferences. – EDP Sciences. – 2019. – Vol. 126. – Pp. 1-8. – DOI: 10.1051/e3sconf/201912600007.
128. **Fu, P.** Enhancement of PM 2. 5 cyclone separation by droplet capture and particle sorting / P. Fu, X. Jiang, L. Ma, Q. Yang, Z. Bai, X. Yang, W. Lv // Environmental Science & Technology. – 2018. – Т. 52. – №. 20. – Pp. 11652-11659.
129. **Салахова, Э. И.** Эрозионный износ сепарационного устройства с дугообразными элементами / Э. И. Салахова, Е. А. Козеев, В. Э. Зинуров // Тинчуринские чтения - 2023 "Энергетика и цифровая трансформация" : Материалы Международной молодежной научной конференции. В 3-х томах, Казань, 26–28

апреля 2023 года / Под общей редакцией Э.Ю. Абдуллазянова . Том 2. – Казань: Казанский государственный энергетический университет. – 2023. – С. 329-332.

130. **Салахова, Э. И.** Сравнение эрозионного износа НПУ и циклона ЦН-15 / Э. И. Салахова // XXVI Всероссийский аспирантско-магистерский научный семинар, посвященный «Дню энергетика» (г. Казань, 6-7 декабря 2022 г.) : тезисы докладов в 3 т. Т. 2. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т. – 2022. – С. 388-391.

131. **Wang, C.** Developments in the understanding of gas-solid contact efficiency in the circulating fluidized bed riser reactor: A review / C. Wang, J. Zhu // Chinese Journal of Chemical Engineering. – 2016. – № 24. – Pp. 53-62. – <https://doi.org/10.1016/j.partic.2017.08.005>.

132. **Tonet, F.** Fragmentation and abrasion of solid particles in cyclones of CFB reactors: Phenomenology and kinetic model constitution / F. Tonet, L.M. Rosa, J. Utzig, R.K. Decker, H.F. Meier // Powder Technology. – 2023. – № 413. – Pp. 117995. – <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2022.117995>.

133. Пат. 219550 Российская Федерация, МПК В01D 45/08. Устройство для очистки газа от твердых взвешенных частиц / Э.И. Салахова, В.Э. Зинуров, А.В. Дмитриев, О.С. Дмитриева, А.А. Абдуллина; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский государственный энергетический университет». – № 2023114446; заявл. 01.06.2023; опубл. 24.07.2023, Бюл. № 21.

134. **Мистахов, Р. И.** Повышение эффективности организации производственных процессов на предприятии / Р. И. Мистахов // Экономика и управление в машиностроении. – 2013. – № 1. – С. 19-22.

135. **Здоровец, Ю. И.** Повышение экономической эффективности выращивания зернового производства на основе интеллектуального моделирования производственных процессов / Ю. И. Здоровец, Д. А. Петросов // Экономика и предпринимательство. – 2019. – № 5(106). – С. 840-844.

136. **Лапаева, О. Ф.** Внедрение и применение инновационных технологий в топливно-энергетическом комплексе в условиях импортозамещения / О. Ф.

Лапаева, С. А. Дедеева // Вестник Оренбургского государственного университета. – 2015. – № 8(183). – С. 98-103.

137. **Маренков, Н. Л.** Внедрение инновационных технологий: учет, анализ эффективности / Н. Л. Маренков // Труд и социальные отношения. – 2007. – Т. 18, № 1. – С. 132-137.

138. **Плотников, К. Б.** Экономическая оценка внедрения безотходных и энергосберегающих технологий на примере производства сухого молока / К. Б. Плотников, М. И. Даниленко // Современные проблемы науки и образования. – 2015. – № 1-2. – С. 4.

139. **Салахутдинов, И. Т.** Экономическое обоснование оптимального решения проблемы выбора создания транспортного беспилотного летательного аппарата на различных стадиях жизненного цикла / И. Т. Салахутдинов // Инновации и инвестиции. – 2021. – № 2. – С. 100-106.

140. **Казаков, С. Б.** Техничко-экономическая оценка разработки устройства для профилактики апноэ во время физиологического сна у человека / С. Б. Казаков, Д. М. Шишов, А. И. Ларин, А. П. Николаев, А. В. Писарева // Системный анализ и управление в биомедицинских системах. – 2020. – Т. 19, № 3. – С. 198-210. – DOI 10.36622/VSTU.2020.19.3.025.

141. **Кяримов, Р.Р.** Техничко-экономическое обоснование применения аддитивной технологии селективного лазерного сплавления на примере элементов космической техники из титана / Р. Р. Кяримов, Н. Н. Шапошников, А. В. Митрянин // Космическая техника и технологии. – 2022. – № 4(39). – С. 5-21.

142. **Зинуров, В. Э.** Техничко-экономическое обоснование применения мультивихревого классификатора-сепаратора / В. Э. Зинуров, А. Р. Галимова, И. Г. Ахметова, И. Н. Мадышев // Вестник Самарского государственного экономического университета. – 2022. – № 7. – С. 33-44. – DOI 10.46554/1993-0453-2022-7-213-33-44.

143. **Дударев, В. В.** Техничко-экономическое обоснование выбора профиля сетчато-поточной пластины теплообменного аппарата / В. В. Дударев, А. Б. Сухоцкий // Труды Белорусского государственного технологического

университета. Серия 3. Химия и технология неорганических веществ. – 2008. – Т. 1, № 3. – С. 118-121.

144. **Зинуров, В. Э.** Сравнение технических характеристик мультивихревого сепаратора с циклонами различных модификаций / В. Э. Зинуров, А. В. Дмитриев, Р. Я. Биккулов, О. С. Дмитриева, А. А. Абдуллина // Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики. – 2023. – Т. 25. – № 3. – С. 117-127. – DOI 10.30724/1998-9903-2023-25-3-117-127.

145. **Салахова, Э. И.** Влияние сепарационной решетки на эффективность улавливания твердых частиц в устройстве с дугообразными элементами / Э. И. Салахова, В. Э. Зинуров, О. С. Дмитриева, А. В. Дмитриева, А. А. Абдуллина // Вестник Технологического университета. – 2023. – Т. 26. – № 8. – С. 41-46. – DOI 10.55421/1998-7072\_2023\_26\_8\_41.

146. **Салахова, Э. И.** Исследование структуры газового потока в сепарационном устройстве с дугообразными элементами / Э. И. Салахова, А. В. Дмитриев, В. Э. Зинуров // Вестник Технологического университета. – 2022. – Т. 25. – № 5. – С. 60-64. – DOI 10.55421/1998-7072\_2022\_25\_5\_60.

147. **Манжилевская, С. Е.** Техничко-экономическое обоснование выбора пылеулавливающего оборудования в проектных решениях реконструкции зданий / С. Е. Манжилевская, М. Д. Дарсигов, Е. С. Кравченко // Инженерный вестник Дона, Учредители: Ростовское региональное отделение общероссийской общественной организации «Российская инженерная академия»: eISSN: 2073-8633. 2021. №2. С. 233 – 244.

148. **Сергеева, А. В.** Методика сравнительного анализа инвестиционной привлекательности организаций / А. В. Сергеева, Е. А. Мелай, Е. А. Никитина // Вестник Астраханского государственного технического университета. Серия: Экономика. – 2022. – № 2. – С. 127-133.

149. **Яковлева, Е. В.** Экономическая динамика промышленных предприятий в условиях цифровизации / Е. В. Яковлева, Е. В. Ильина // Омский научный вестник. Серия общество. История. Современность, Учредители: Омский государственный технический университет: ISSN: 2542-0488. – 2021. – №3. – С. 114-120.

## ПРИЛОЖЕНИЯ

УТВЕРЖДАЮ

Директор центра НТЦ

ПАО «Нижнекамскнефтехим»

  
И.П. Газизов« 27 » ~~ноября~~ 2023 г.

## Справка

по использованию результатов диссертационной работы Салаховой Э.И., связанной с разработкой нового сепарационного устройства для реакторов с псевдооживленным слоем с катализатором ИМ-2201

В НТЦ, в рамках сотрудничества между ПАО «Нижнекамскнефтехим» и ФГБОУ ВО «КНИТУ», ознакомлены с результатами диссертационной работы Салаховой Э.И., посвященной актуальной теме каталитического дегидрирования парафинов - процесса получения изобутилена в реакторах с псевдооживленным слоем. В работе разработано высокоэффективное сепарационное устройство с дугообразными элементами применительно к алюмохромовому катализатору ИМ-2201. Интересными выглядят результаты исследования эрозии поверхности в присутствии катализатора ИМ-2201, которые позволяют спрогнозировать износ оборудования, используемого в химической технологии.

В настоящее время полученные результаты исследования рассматриваются на предмет практического использования в нефтехимических производствах РФ.

Начальник лаборатории углеводородов



М.В. Берзина